МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

Государственное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«КАЗАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

А.Г. ЛАПТЕВ, М.И. ФАРАХОВ, Н.Г. МИНЕЕВ

ОСНОВЫ РАСЧЕТА И МОДЕРНИЗАЦИЯ ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ УСТАНОВОК В НЕФТЕХИМИИ

МОНОГРАФИЯ

Печатается по решению Ученого совета
Казанского государственного энергетического университета
и научно-технического совета
Инженерно-внедренческого центра «Инжехим»

Казань
2010

УДК 66.048.37
ББК 35.113
Л24

Рецензенты:
доктор технических наук, профессор ИОНХ г. Москва *Н.Н. Кулов*;
доктор технических наук, профессор КГТУ *Э.Ш. Теляков*

Научный редактор – доктор технических наук, профессор
К.Х. Гильфанов (КГЭУ, г. Казань)

Л24 Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г.
Основы расчета и модернизация тепломассообменных установок в нефтехимии. Монография. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2010. – 574 с.
ISBN 978-5-89873-256-1

Рассмотрены теоретические основы расчета при проектировании или модернизации промышленных установок разделения углеводородных смесей. Приводятся основные расчетные формулы гидравлических и тепломассообменных характеристик контактных устройств. Представлены конструкции тарельчатых и насадочных контактных устройств колонных аппаратов и методы расчета эффективности тепло- и массообменных процессов. Даны конструкции новых контактных устройств и результаты экспериментальных исследований гидравлических и массообменных характеристик. Показаны примеры модернизации промышленных ректификационных колонн, насадочных абсорберов и других тепломассообменных аппаратов, внедренных на предприятиях нефтехимии.

Монография предназначена для научных и инженерно-технических работников, проектировщиков тепломассообменных аппаратов. Может быть полезной преподавателям, аспирантам и студентам технических вузов.

УДК 66.048.37
ББК 35.113

ISBN 978-5-89873-256-1
© Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Минеев Н.Г., 2010
© Дизайн обложки Казанский государственный энергетический ун-т, 2010
© Казанский государственный энергетический ун-т, 2010

THE MINISTRY OF EDUCATION AND SCIENCE OF
THE RUSSIAN FEDERATION
The state educational institution of
the higher vocational training
« KAZAN POWER
ENGINEERING UNIVERSITY»

A.G. LAPTEV, M.I. FARAHOV, N.G. MINEEV

BASES OF CALCULATION AND MODERNIZATION OF AN EXCHANGE OF HEAT AND WEIGHT INSTALLATIONS IN PETROCHEMISTRY

MONOGRAPHY

It is printed under the decision of the Academic council of the Kazan power engineering university and scientific and technical council of Engineering-innovating center "Injehim"

Kazan
2010

УДК 66.048.37
ББК 35.113
Л24

Reviewers:

Doctor of engineering science, professor IONH, Moscow N.N.Kulov;
Doctor of engineering science, professor KGTU E.S.Teljakov

Scientific editor – doctor of engineering science, professor
K.H. Gilfanov (KPEU, Kazan)

Л24 A.G. Laptev, M.I. Farahov, N.G. Mineev

Bases of calculation and modernization of an exchange of heat and weight installations in petrochemistry. Monography. – Kazan: Kazan power engineering university, 2010. – 574 p.

ISBN 978-5-89873-256-1

Theoretical bases of calculation are considered at designing or modernization of installations of hydro carbonic mixes division. The basic settlement formulas of hydraulic characteristics and the characteristics connected with an exchange by heat and weight, contact devices are resulted. Designs of contact devices in the form of plates and nozzles for columned devices and methods of calculation of efficiency of processes thermal and exchanging in the weight are presented. Designs of new contact devices and results of experimental researches of hydraulic characteristics and characteristics with a weight exchange are given. Examples of modernization industrial rectification columns, nozzle absorbers and other devices on an exchange of heat and the weight, introduced on the petrochemistry enterprises are shown.

The monography is intended for scientific and technical officers, designers of devices on an exchange of heat and weight. Can be useful to teachers, post-graduate students and students of technical colleges.

УДК 66.048.37
ББК 35.113

ISBN 978-5-89873-256-1

© A.G. Laptev, M.I. Farahov, N.G. Mineev, 2010
© Design of a cover Kazan power engineering university, 2010
© Kazan power engineering university, 2010

ВВЕДЕНИЕ

Модернизация технологических установок неразрывно связана с повышением качества выпускающей продукции, энерго-, ресурсосбережением и экологической безопасности производств и все более становится одним из приоритетных направлений в развитии многих отраслей промышленности, особенно на предприятиях нефтегазохимического профиля.

Разработана и утверждена Правительством РФ Федеральная целевая программа «Энергоэффективная экономика» рассчитанная до 2010 г. К 2010 году энергоемкость ВВП намечено снизить на 26 % по отношению к 2000 г.

В мае 2008 года президентом РФ намечена стратегия по энергосбережению и повышению экологической безопасности производств. Намечается к 2020 году снизить энергопотребление на единицу продукции на 50 %.

Решением задач модернизации оборудования в нефтехимии активно занимается Инженерно-внедренческий центр «Инжехим» (инженерная химия), который образован в 1991 г. В центре работают профессора, доценты, аспиранты и научно-технические работники ряда ведущих вузов г. Казани. Имеется собственное производство по изготовлению инновационных научно-технических разработок (контактных устройств массообменных аппаратов, сепарирующих элементов аппаратов очистки газов и жидкостей и другого оборудования). Авторы имеют более чем двадцатилетний опыт математического моделирования и расчета процессов разделения смесей, проектирования и модернизации промышленных аппаратов, с многочисленными внедрениями в промышленности. По результатам работы опубликовано более сотни статей и несколько монографий. Как показывает общение с инженерно-техническими работниками предприятий нефтегазохимиического комплекса, наибольший интерес в области массообменных процессов вызвали монографии [1, 2]. Так как эти монографии были опубликованы более 6–8 лет назад, авторы решили обобщить представленный материал, дополнив его новыми результатами по

теоретическим и практическим разработкам, внедренным в промышленности.

Одним из самых энергоемких процессов на предприятиях нефтехимии является процесс ректификации смесей. Действующие в настоящее время ректификационные установки проектировались в 60–80 г.г. прошлого столетия. За это время появились новые высокоэффективные контактные устройства, которые, взамен старевшим, позволяют повысить качество разделения смесей, снизить гидравлическое сопротивление колонн и, что особенно важно, уменьшить энергозатраты на единицу выпускаемой продукции.

Основные методы энерго- и ресурсосбережения, используемые и развиваемые авторами заключаются в следующем:

1. Для процессов ректификации – использование высокоэффективных контактных устройств взамен устаревших. Это обеспечивает снижение расхода флегмы (оптимизация режима), и, соответственно, уменьшаются расходы теплоносителей в кипятильниках и дефлегматорах колонн.

2. Для процессов абсорбции и хемосорбции – также внедрение высокоэффективных контактных устройств, которые обеспечивают повышение качества разделения смесей, снижение гидравлического сопротивления колонн и расход энергии на подачу газов и паров.

3. Очистка газов, паров и жидкостей от дисперсной фазы, которая отрицательно сказывается на работе тепло- и массообменного оборудования. Например, удаление свободной воды из углеводородных смесей, удаление масляного тумана из газов – хладогентов и т.д.

Кроме энергосбережения, перечисленные выше методы также обеспечивают повышение качества выпускаемой продукции и производительность тепломассообменных установок.

За прошедшие 15–20 лет модернизация промышленных установок на предприятиях РФ осуществлялась преимущественно зарубежными фирмами (Sulzer, Koch-Glich, Pall и др.). Авторы в данной монографии постарались показать, что отечественные разработки и научно-технический потенциал российских ученых и инженеров вполне конкурентоспособны при модернизации действующего оборудования или проектировании новых установок на предприятиях нефтегазохимического и топливноэнергетического комплекса.

В монографии рассмотрены тарельчатые и насадочные тепло- и массообменные аппараты, которые широко используются на различных предприятиях. Представлены математические модели и методы расчета

процессов тепло- и массопереноса в двухфазных средах. Даны результаты экспериментальных исследований гидравлических и тепломассообменных характеристик новых контактных устройств и аппаратов. Показаны примеры расчета ректификационных и абсорбционных установок с тарельчатыми и насадочными контактными устройствами, а также адсорберов. В заключительных главах монографии рассмотрены производственные задачи по повышению качества разделения смесей и снижению энергозатрат. Даны научно-технические решения по модернизации промышленных колонн.

В некоторых разделах и главах монографии представлен материал, рассчитанный, в первую очередь, на студентов, аспирантов технических ВУЗов и молодых специалистов нефтехимических предприятий.

Часть результатов, представленных в монографии, получены совместно с д.т.н., профессором С.Г. Дьяконовым, д.т.н., профессором В.И. Елизаровым, д.х.н., профессором Г.С. Дьяконовым, д.т.н. Х.Н. Ясавеевым, д.т.н. П.А. Мальковским, к.т.н. И.М. Шигаповым, к.т.н. С.В. Карпеевым, к.т.н. Н.Н. Маряхиным и другими соавторами (сотрудниками Казанского государственного технологического университета (КХТИ), Казанского государственного энергетического университета, Инженерно-вычислительного центра «Инжехим» и промышленных и проектных предприятий). Авторы благодарны всем за совместное полученные результаты.

Авторы выражают благодарность руководству промышленных предприятий (в первую очередь ОАО «Казаньоргсинтез», Сургутского ЗСК и ОАО «Нижнекамскнефтехим») за внедрение научно-технических разработок «Инжехим».

Авторы выражают благодарность научному редактору и рецензентам за ценные замечания и пожелания, а также преподавателям кафедры ТВТ КГЭУ Крыловой А.Н. и Егоровой Е.Г. за помощь при подготовке монографии к изданию.

---

1. Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мальковский П.А. Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / – Казань: «Печатный Двор», 2002. – 250 с.

2. Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И. Модернизация установок переработки углеводородных смесей/ – Казань: КГЭУ, 2004. – 307 с.

ЧАСТЬ I. УСТРОЙСТВО И РАСЧЕТ АППАРАТОВ

ГЛАВА 1

МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА

Производство представляет собой сочетание различных химических, физических и механических процессов. Эффективность производств зависит от рациональности выбора последовательности технологических операций (технологии производства) и правильного выбора оборудования (аппаратурного оформления).

Важнейшая задача проектировщика заключается в обоснованной постановке и оптимальном аппаратурно-технологическом оформлении рассматриваемых процессов.

Условия протекания всех процессов во многом зависят от характера движения участвующих в них потоков, т.е. от гидродинамической обстановки. Таким образом, теоретической основой этих процессов являются законы термодинамики и гидромеханики [1–6].

Общие принципы расчета и проектирования тепломассообменных процессов состоят в том, что вначале на основе законов сохранения массы и энергии определяются материальные и тепловые потоки. Затем находится движущаяся сила процесса, как мера отклонения рассматриваемой системы от состояния равновесия, рассчитываются основные показатели процесса. Все эти расчеты относятся к статике процесса. Далее рассматривается кинетика процесса, которая существенно зависит от аппаратурного оформления. Определение кинетических характеристик – наиболее сложная и важная часть проектных расчетов. На завершающей стадии выполняются расчеты основных размеров аппаратов и их прочностных характеристик.

1.1. Теоретические основы и проектирование аппаратов

Условия равновесия

Процессы массопередачи обычно обратимы. Причем направление перехода вещества определяется концентрациями вещества в фазах и условиями равновесия.

Для моделирования массо- и теплообмена прежде всего необходимо знание предельного состояния, т.е. состояния равновесия, к которому стремится каждая система. Поэтому рассмотрение процессов переноса начинают с термодинамики, фундаментальной теории, которая определяет поведение систем с большим числом частиц в состоянии равновесия.

Согласно второму закону термодинамики, все самопроизвольные процессы сопровождаются увеличением энтропии системы. В изолированной системе энтропия S достигает максимального значения, поэтому $dS = 0$. Кроме этого условия, формулируются математические условия равновесия, как равенство нулю полного дифференциала параметров состояния, определяющих свойства вещества

$$dp = 0;\ dT = 0;\ d\mu_i = 0,$$

где p – давление, T – температура, μ_i – химический потенциал i–го компонента в смеси.

Первое равенство характеризует механическое равновесие, второе – термическое, а третье – диффузионное, т. е. отсутствие массопередачи.

Для двухфазных систем газ-жидкость и пар-жидкость условия фазового равновесия можно выразить равенствами

$$T^{\mathrm{I}} = T^{\mathrm{II}};\quad p^{\mathrm{I}} = p^{\mathrm{II}};\quad \mu^{\mathrm{I}} = \mu^{\mathrm{II}},$$

где индексами «I» и «II» обозначены величины, относящиеся к разным фазам.

Равновесие при массопередаче принято записывать, используя рабочие C и равновесные C^* концентрации в фазах:

$$C - C^* = 0.$$

Концентрации компонента в фазах обозначаются также *x* и *y*, где *x* относится к жидкой фазе, *y* – к газовой (паровой).

При отклонении системы от состояния равновесия возникает движущая сила процессов. При массопередаче появляется поток массы компонента (вещества) из одной фазы в другую, а при теплообмене – поток теплоты.

Законы сохранения

В реальных процессах разделения многокомпонентных смесей, в большинстве случаев происходит одновременный перенос массы, импульса и энергии. Поэтому анализ этих явлений представляет собой сущность теоретического исследования любого массообменного процесса. Для математического описания этих процессов необходимо иметь общую систему уравнений, которая описывает все основные виды переноса и их взаимное влияние. Из общей системы уравнений всегда можно получить частные формы, когда преобладает один из механизмов переноса.

Закон сохранения импульса (уравнения движения). Запишем уравнение сохранения импульса в движущейся несжимаемой (плотность $\rho = \text{const}$) однофазной среде

$$\frac{dV}{d\theta} = -\frac{1}{\rho}\operatorname{grad} p + \frac{1}{\rho}\operatorname{div}\ \tau + F \qquad (1.1)$$

с уравнением неразрывности

$$\frac{1}{\rho}\frac{d\rho}{d\theta} + \operatorname{div} V = 0, \qquad (1.2)$$

где V – трехмерный вектор осредненной скорости, компонентами которого являются его проекции на пространственные координатные оси *Ox, Oy, Oz;* F – объемные силы; θ – время; τ – тензор напряжений; p – давление; ρ – плотность среды.

Уравнение осредненного турбулентного движения (1.1) содержит произведения пульсационных компонент скорости, что делает его незамкнутым. Буссинеск в 1877 году предложил ввести понятие «турбулентной вязкости», что привело к возникновению различных полуэмпирических моделей, содержащих по меньшей мере две опытные

«константы турбулентности». Развитие этого направления связано с работами Тейлора, Прандтля, Кармана, Колмогорова, Никурадзе и др.

На основе подхода, предложенного Буссинеском, потоки импульса в уравнении (1.1) записываются в форме закона Ньютона:

$$\tau_x = \rho\left(\nu + \nu_T\right)\frac{\partial V_x}{\partial x};\ \tau_y = \rho\left(\nu + \nu_T\right)\frac{\partial V_y}{\partial y};\ \tau_z = \rho\left(\nu + \nu_T\right)\frac{\partial V_z}{\partial z},$$

где коэффициенты турбулентного обмена ν_T являются функциями пространственных координат и определяются механизмом турбулентности и принятой моделью.

Закон сохранения массы. Уравнение переноса массы компонентов смеси в однофазной среде имеет вид

$$\rho\frac{dC_i}{d\,\theta} + \mathrm{div}\ j_i = r_i,\ i = 1,2,\ldots,\ \mathrm{n}, \qquad (1.3)$$

где C_i – концентрация, j_i – диффузионный поток, r_i – скорость химической реакции i-го компонента.

Для описания переноса n компонентов в смеси необходимо $(n–1)$ независимых уравнений (1.3). Концентрация n-го компонента может быть определена по соотношению

$$\sum_{i}^{n} C_i = 1.$$

Если компоненты смеси не участвуют в химических превращениях, то источники химических реакций $r_i = 0$.

Диффузионные потоки компонентов в уравнениях (1.3) запишем в форме закона Фика с учетом молекулярного и турбулентного переноса:

$$j_{ix} = -\rho\sum_{i=1}^{n-1}\left(D_{ij} + \delta_{ij}D_T\right)\frac{\partial C_i}{\partial x}, \qquad (1.4)$$

$$j_{iy} = -\rho\sum_{i=1}^{n-1}\left(D_{ij} + \delta_{ij}D_T\right)\frac{\partial C_i}{\partial y}, \qquad (1.5)$$

$$j_{iz} = -\rho \sum_{i=1}^{n-1} \left(D_{ij} + \delta_{ij} D_T\right) \frac{\partial C_i}{\partial z}, \qquad (1.6)$$

где δ_{ij} – символ Кронекера; D_{ij} – элементы квадратной матрицы коэффициентов молекулярной диффузии [D] размерностью (n–1) (n–1); D_T – коэффициент турбулентной диффузии.

Уравнение (1.2) с потоковыми соотношениями (1.4)–(1.6) можно записать в матрично-векторном виде:

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} + (V\nabla)C = \left\{ \left([D] + I \cdot D_T \right) \nabla C \right\}, \qquad (1.7)$$

где C – вектор-столбец, содержащий мольные концентрации компонентов смеси; I – единичный вектор; V – трехмерный вектор скорости.

Закон сохранения энергии. Уравнение переноса энергии записывается в форме

$$\rho \cdot c_p \frac{\partial T}{\partial \theta} = \mathrm{div} q + \Phi, \qquad (1.8)$$

где Ф – диссипативная энергия, q – тепловой поток; θ – время; T – температура; c_p – теплоемкость.

Величина диссипируемой энергии обычно невелика, поэтому в большинстве случаев принимается Ф = 0.

Плотность тепловых потоков представим в виде закона Фурье:

$$q_x = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial x};\ q_y = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial y};\ q_z = \rho \cdot c_p (a + a_T) \frac{\partial T}{\partial z},$$

где a, a_T – коэффициенты молекулярной и турбулентной температуропроводности.

Система уравнений переноса. Рассмотрим стационарное движение среды. Уравнения переноса импульса, массы и тепла (1.1)–(1.3), (1.8) запишем в векторной форме:

$$(V\nabla)V = -\frac{1}{\rho} \mathrm{grad} p + \nabla[(\nu + \nu_T)\nabla V], \qquad (1.9)$$

$$\mathrm{div}V = 0, \tag{1.10}$$

$$(V\nabla)C = \nabla[\,(\,[D] + I \cdot D_T\,)\nabla C], \tag{1.11}$$

$$(V\nabla)T = \nabla[(a + a_T\,)\nabla T\,]. \tag{1.12}$$

Система дифференциальных уравнений (1.9)–(1.12), записанная на основе законов сохранения, вместе с соответствующими краевыми условиями и условиями равновесия составляет теоретическую основу моделирования массотеплопереноса в промышленных аппаратах.

Очевидно, что теоретический метод решения задач проектирования аппаратов обладает преимуществами перед всеми остальными методами. Имея исходное описание в виде законов сохранения (1.9)–(1.12) и краевых условий можно теоретическим путем получить распределение полей *V*, *C*, *T*, рассчитать эффективность массотеплообменного процесса, выполнить проектирование аппарата.

Процессы разделения газовых, паровых или жидких смесей на компоненты происходят в двухфазных средах: газ–жидкость, пар–жидкость или жидкость–жидкость. При этом одна из фаз (дисперсная) распределяется в сплошной фазе. Интенсивность массотеплопереноса в двухфазной среде зависит от скорости относительного движения фаз, доли содержания дисперсной фазы, площади поверхности раздела и определяется конструкцией контактного устройства, режимными параметрами работы массообменного аппарата и физическими свойствами смесей.

Гидродинамические закономерности процессов переноса в двухфазных средах в большинстве случаев существенно отличаются от гидродинамики однофазных сред из-за наличия различных возмущающих факторов. Этими факторами могут быть: спонтанная межфазная конвекция (эффект Марангони), наличие поверхностно-активных веществ или химических реакций, процессы испарения и конденсации (тепловые эффекты) и т.д.

Спонтанная межфазная конвекция, возникающая в результате гидродинамической неустойчивости границы раздела фаз при межфазном переносе вещества, изменяет поверхностное натяжение и может существенно интенсифицировать массопередачу.

Наличие поверхностно-активных веществ приводит в ряде случаев к уменьшению скорости движения межфазной поверхности пузырей и капель, гашению ряби на поверхности пленки, что вызывает уменьшение

скорости массопереноса. Степень влияния поверхностно-активных веществ существенно зависит от их типа и концентрации.

Влияние тепловых эффектов между фазами может вызывать как увеличение, так и снижение скорости диффузионных процессов.

Теоретическое описание процессов переноса в двухфазных средах связано с тем или иным упрощением реальной гидродинамической обстановки или идеализацией свойств среды.

Один из методов построения математического описания процессов переноса в двухфазных средах заключается в том, что уравнения переноса импульса, массы и энергии, а также условия термодинамического равновесия записываются отдельно для сплошной и дисперсной фаз, находящихся в элементарном объеме двухфазного потока. Структура среды считается известной. Такой подход при решении конкретных задач связан со значительными сложностями, т.к. элементы дисперсной фазы на промышленном контактном устройстве (КУ) имеют различные формы и размеры и случайным образом распределены в пространстве.

Известно, что в теории фильтрации фильтрующуюся жидкость принимают за сплошную среду, несмотря на то, что она находится в пористой среде. В работах Рахматуллина Х.А., Нигматуллина Р.И. [4] выполнено обобщение теории фильтрации на тот случай, когда пористая среда подвижна. Фазы рассматриваются как два взаимопроникающих и взаимодействующих континуума, заполняющих один и тот же объем. Любая фаза в каждой точке данного объема имеет свои средние скорости, давление, концентрацию и другие параметры. Дифференциальные уравнения переноса импульса, массы и энергии записываются для элементарного объема среды отдельно для каждой фазы. В данной модели допускается нахождение в точке с заданными координатами одновременно нескольких фаз. Как отмечается авторами этой модели, с точки зрения формальной логики такое допущение абсурдно, но позволяет описать очень сложные явления при движении многокомпонентных многофазных сред. К сожалению, полученная система уравнений для многих частных случаев является незамкнутой, так как содержит неизвестные функции, определение которых сопряжено со значительными трудностями.

Основы модели многоскоростного континуума

В дисперсных многофазных системах, встречающихся при осуществлении различных химико-технологических процессов, в сплошной фазе (жидкости или газе) находится значительное количество

дисперсных включений – твердых частиц, жидких капель или газовых пузырей. Точное описание движения фаз такой системы на уровне отдельных дисперсных включений представляется невозможным вследствие большого числа этих включений. К тому же, точная информация о движении всех дисперсных включений и сплошной фазы между ними является ненужной, так как на практике интерес представляют только некоторые осредненные величины. Поэтому математическое описание осуществляется при помощи осредненных величин.

Обычно предполагается, что такие системы можно изучать, используя представления механики взаимопроникающих взаимодействующих сплошных сред (континуумов) [4]. Применение указанных представлений правомерно только в том случае, если для рассматриваемой многофазной системы существует физически бесконечно малый объем. Физически бесконечно малый объем – объем, размеры которого пренебрежимо малы по сравнению с характерным пространственным масштабом макроскопического течения (то есть масштабом, на котором осредненные параметры многофазной среды существенно изменяются). Данное условие позволяет считать, что осредненные по физически бесконечно малому объему характеристики многофазной среды практически постоянны в пределах этого объема. Число дисперсных частиц, заключенных в физически бесконечно малом объеме, должно быть настолько большим, чтобы осредненные по этому объему характеристики многофазной системы были устойчивы по отношению к изменению объема.

Введение физически бесконечно малого объема позволяет использовать для описания движения фаз многофазной среды характеристики (доли объема, занимаемые каждой из фаз, скорости фаз и т.п.), осредненные по такому объему. Указанные осредненные величины непрерывно изменяются в пространстве, причем во всех точках пространства определены характеристики, относящиеся к каждой из фаз многофазной системы. Тем самым от описания движения фаз на уровне отдельных дисперсных включений можно перейти к осредненному описанию движения фаз многофазной системы. При этом осредненные по физически бесконечно малому объему величины представляют собой осредненные характеристики фаз реальной многофазной системы. Следовательно, введение физически бесконечно малого объема позволяет представить рассматриваемую многофазную среду как совокупность нескольких (по числу фаз) сплошных сред, обладающих физическими

свойствами фаз реальной многофазной среды и непрерывно распределенных в пространстве, занимаемом многофазной средой.

Другое условие, которое обычно предполагается выполненным, заключается в том, что размер неоднородностей в рассматриваемой многофазной системе считается существенно превосходящим молекулярно-кинетические размеры (средние длины свободного пробега молекул, расстояния между молекулами и т.п.), то есть неоднородности содержат очень большое число молекул. Выполнение этого условия позволяет использовать для описания движения отдельных дисперсных включений и окружающей их жидкости (газа) обычные уравнения и методы механики сплошной среды.

Для каждой из фаз, составляющих рассматриваемую многофазную среду (для каждой из взаимодействующих взаимопроникающих сплошных сред), можно определить параметры, характеризующие движение этой фазы – плотность фаз, скорости фаз и т.п.

Согласно этому понятию, дисперсная среда типа многофазной эмульсии в несущей жидкости представляется как совокупность непрерывных сред, заполняющих одновременно один и тот же объем и имеющих в каждой точке пространства свою собственную скорость. Для каждой фазы i вводится приведенная массовая плотность ρ_i, объемная доля α_i и скорость фазы V_i, которые могут меняться от точки к точке, что позволяет описывать изменение числа капель и их скорость движения. Если обычную массовую плотность вещества фазы i обозначить ρ_i^0, то получим для N–фазной смеси

$$\rho_i = \rho_i^0 \alpha_i,\ i = 1 \ldots N,\ \sum_{i=1}^{N} \alpha_i = 1,\ i = 1 \ldots N, \qquad (1.13)$$

(в дальнейшем будем считать, что индекс $i = 1$ относится к несущей, а $i = 2 \ldots N$ – к дисперсным элементам).

Уравнение переноса импульса и массы i-й фазы записываются в виде

$$\rho_i \frac{d_i V_i}{dt} = \nabla \sigma_i + \rho_i \vec{F}_i + \sum_{j=1;\, j \neq i}^{m} \left(\vec{P}_{ji} - J_{ji} V_i \right), \qquad (1.14)$$

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial t} + \nabla \left(\rho_i V_i \right) = \sum_{j=0;\, j \neq i}^{m} J_{ji} \quad (i = 1, \ldots, m), \qquad (1.15)$$

где σ_i – тензор напряжения в i-той фазе; $\vec{P}_{ji}$ – сила межфазного взаимодействия, отнесенная к единице объема смеси; V_i – вектор скорости; J_{ji} – поток массы из j фазы в i фазу за счет фазовых переходов; $\vec{F}_i$ – массовые силы.

Система уравнений гидромеханики многофазных систем (1.14), (1.15) незамкнута. Ее необходимо дополнить выражениями для неизвестных величин J_{ij}, σ_i, $\vec{P}_{ji}$, $\vec{F}_i$. Обычно единственной внешней массовой силой является сила тяжести. Тогда $\vec{F}_i = \vec{g}$, где g – ускорение силы тяжести. Нахождение выражений для величин J_{ij}, σ_i, $\vec{P}_{ji}$ представляет собой сложную проблему. Обычно выражения для указанных величин постулируются. Кроме того, часто используются какие-либо полуэмпирические выражения, полученные путем обобщения экспериментальных данных. Для некоторых конкретных многофазных систем имеются попытки нахождения замыкающих соотношений теоретическим путем. Отметим, что в некоторых случаях, наряду с уравнениями баланса массы и количества движения, необходимо рассматривать также уравнения баланса энергии.

Численное решение уравнений переноса

Эффективным инструментом исследования одно- и двухфазных потоков является численное решение уравнений турбулентного движения среды с привлечением программного комплекса PHOENICS.

Конструируя то или иное оборудование, конструктору еще до его изготовления важно знать, как будет действовать проектируемое им оборудование, и в этом неоценимую помощь ему оказывают расчеты. Создание расчетных методов является одной из основных задач специалистов, работающих в области прикладных наук.

Назначение разработанного метода состоит в предвычислении любых представляющих практический интерес характеристик или свойств сред на основе информации о заданных условиях эксперимента. Имеются самые разнообразные теории, их формы диктуются назначением. Некоторые теории описывают качественную сторону явлений, другие – количественную; в одних делается упор на описание, в других – на интерпретацию; целью некоторых теоретиков является определение различий между внешне подобными явлениями, другие же изучают их

сходство. Теория авторов и разработчиков программного пакета PHOENICS создана для прогнозирования, поэтому она количественная.

Авторы программного комплекса делают упор на наиболее общие физические ситуации и избегают введения нетипичного, возможного лишь в каких-то особых случаях. Единая универсальная теория лучше множества частных теорий узкоспециального назначения. Важны экономичность метода и простота обращения с ним. Иначе трудоемкость подготовительных операций, либо дороговизна машинного времени вынуждают конструктора обращаться к эксперименту. Научному работнику приходится в этом случае воздерживаться от исследований внутренней сущности своих гипотез в их полном виде. Эмпирические данные, используемые в расчете, относятся ли они к эффективной вязкости или к взаимосвязям между интегральными характеристиками, должны правильно отражать наиболее существенные черты и особенности турбулентного движения. Кроме того, вычислительный аппарат теории должен обеспечивать точные результаты, не внося дополнительных ошибок. Все эти требования были учтены авторами разработки методов расчетов, используемых в программном пакете PHOENICS. Многочисленные примеры, приведенные в последующих главах монографии, красноречиво доказывают правильность математических формулировок и надежность алгоритмов расчета, применяемых в программном комплексе PHOENICS.

Численное решение задач, связанных с турбулентным течением одно- и двухфазных смесей, можно начинать, когда законы, управляющие этими процессами, выражены в математической форме, обычно в виде дифференциальных уравнений. Каждое из дифференциальных уравнений выражает определенный закон сохранения. В каждом уравнении в качестве зависимой переменной используется некоторая физическая величина и отражается баланс между различными факторами, влияющими на эту переменную. Обычно зависимыми переменными в этих дифференциальных уравнениях являются удельные свойства, т.е. свойства, отнесенные к единице массы. Члены дифференциального уравнения такого типа выражают воздействия на единицу объема, а их сумма – баланс этих воздействий.

Программный комплекс PHOENICS использует вычислительные методы для расчета дифференциальных уравнений в частных производных переноса массы, импульса, энергии, химических и других субстанций, куда вводятся эмпирические данные для зависимостей «эффективных»

коэффициентов переноса (вязкость, теплопроводность и т.д.) в турбулентно движущейся среде.

Обобщенные уравнения переноса субстанции

В программном комплексе PHOENICS численно решаются *обобщенные уравнения* переноса субстанции (массы, импульса, тепла, кинетической энергии турбулентности и пр.). Рассмотрение дифференциальных уравнений, описывающих тепломассообмен и гидродинамику одно- и двухфазных сред, показывает, что интересующие нас зависимые переменные подчиняются обобщенному закону сохранения. Введение единой формы записи используемых уравнений позволяет развить единый метод их решения, постепенно усложняя его по мере учета отдельных членов общего уравнения.

Если обозначить зависимую переменную через Ф, то обобщенное дифференциальное уравнение примет вид:

для однофазного потока

$$\partial(\rho\Phi)/dt + \mathrm{div}(\rho u\Phi) = \mathrm{div}(\mu\,\mathrm{grad}\Phi) + F, \qquad (1.16)$$

для многофазного потока обобщенное уравнение записывается как

$$\partial\left(\alpha_i\rho_i\Phi_i\right)/dt + \mathrm{div}\left(\alpha_i\rho_i u_i\Phi_i - \alpha_i\mu_i\,\mathrm{grad}\Phi_i\right) = \alpha_i F_{\alpha_i}. \qquad (1.17)$$

Конкретный вид F зависит от смысла переменной Ф. Зависимая переменная Ф обозначает различные величины, такие как импульс единицы массы, энтальпия, массовая концентрация компоненты, удельная кинетическая энергия турбулентности и пр.

Кроме того, поле скорости должно удовлетворять дополнительному ограничению, а именно – закону сохранения массы или уравнению неразрывности, имеющему вид:

– для однофазного потока:

$$\partial\rho/dt + \mathrm{div}(\rho u) = 0; \qquad (1.18)$$

– для многофазного потока это уравнение перепишется как

$$\partial\left(\alpha_i\rho_i\right)/dt + \mathrm{div}\left(\alpha_i\rho_i u_i\right) = 0, \qquad (1.19)$$

где t, α_i, ρ_i, μ_i, u_i, F_i – время (с), объемная доля, плотность (кг/м^3), коэффициент переноса субстанции, вектор скорости (м/с), источник субстанции Ф, соответственно (i – номер фазы: 1 – сплошная, 2 – дисперсная).

Процедура записи дифференциальных уравнений, выражающих законы сохранения импульса, массы и энергии в обобщенном виде (1.16)–(1.19), заключается в их преобразовании до тех пор, пока нестационарный, диффузионный и источниковый члены уравнения для данной зависимой переменной не примут стандартный вид. Тогда в качестве выражения для μ берут коэффициент перед grad Ф в диффузионном члене, а все оставшиеся члены в правой части обозначают через источниковый член F.

Описание метода

Тот факт, что все интересующие нас дифференциальные уравнения, описывающие тепломассообмен, гидродинамику и турбулентность, можно рассматривать как частный случай обобщенного уравнения для Ф, позволяет ограничиться численным решением уравнения (1.16)–(1.19), которую можно применить для нахождения различных Ф при использовании соответствующих выражений для μ и F и, конечно, соответствующих начальных и граничных условий. Таким образом, концепция обобщенного уравнения позволяет сформулировать обобщенный численный метод.

Численное решение дифференциальных уравнений состоит из набора чисел, по которому можно построить распределение зависимой переменной Ф. В этом смысле численный метод подобен лабораторному эксперименту, где имеется возможность определить распределение измеряемой величины в рассматриваемой области по набору показаний приборов. И исследователи, применяющие численный анализ, и экспериментаторы должны довольствоваться результатом, состоящим из конечного числа значений, хотя их количество, в принципе, можно сделать достаточным для практических целей.

В качестве основных неизвестных в численном методе рассматриваются значения зависимой переменной в конечном числе точек. Метод включает в себя получение системы алгебраических уравнений для этих неизвестных и алгоритм решения этих уравнений.

Полагается, что в любом сечении на достаточно малом участке профили скоростей, температур и т.д. описываются простыми

алгебраическими выражениями (например, полиномами относительно расстояния от стенки), содержащими свободные параметры (например, коэффициенты полинома).

Дифференциальные уравнения в частных производных последовательно умножаются на некоторые функции зависимых и независимых или только независимых переменных, названных «весовыми функциями». Далее уравнения интегрируются по конечному объему вычислительной ячейки и конечному промежутку времени.

Подынтегральные функции апроксимируются при помощи интерполяционных формул через их значения на границах ячейки. PHOENICS располагает широкой разновидностью интерполяционных формул, предлагаемых по умолчанию и на выбор.

В результате получается аппроксимирующая система обыкновенных дифференциальных уравнений на всех границах вычислительной ячейки. Эта система замыкается граничными условиями, которые ставятся с помощью рядов фиктивных ячеек (чтобы каждую расчетную точку сделать внутренней и сохранить единый алгоритм для всех ячеек).

Расчеты могут проводиться в пространственно одно-, двух- и трехмерных областях на равномерных и неравномерных сетках как в прямоугольной, так и в криволинейных, в том числе неортогональных, системах координат.

Конечно-объемный метод распространен на многопараметрическом классе разностных схем расщепления, из которого можно выбрать оптимальные алгоритмы для вычислительных систем с различной архитектурой. С его помощью решаются системы уравнений Эйлера, Навье–Стокса, радиационной газовой динамики, упругопластичности, динамики плазмы, теории фильтрации, механики многофазных сред и т.д.

Для замыкания системы дифференциальных уравнений она должна быть снабжена дополнительными уравнениями. Дополнительные уравнения несут информацию о вспомогательных переменных и граничных условиях. Вспомогательной переменной может быть алгебраическая функция других вспомогательных и зависимых переменных. PHOENICS снабжен множеством формул для вспомогательных переменных. Пользователю также предоставляется возможность использовать свои вспомогательные переменные. Вспомогательные переменные отличаются от зависимых переменных тем, что они получены скорее из алгебраических уравнений, чем от дифференциальных. Примеры вспомогательных переменных:

1. Молекулярные свойства сред, такие, как молекулярная вязкость, коэффициент диффузии, числа Прандтля и т.д.;

2. Термодинамические свойства – плотность, энтальпия насыщения и т.д.;

3. Количественные характеристики турбулентности – масштаб длины, турбулентная кинематическая вязкость, скорость образования и т.д.;

4. Межфазно-транспортные параметры – коэффициент межфазной фрикции, теплообмена и т.д.

Если эти переменные заданы константами, то они представляются в PHOENICS как скаляры, если же они не являются константами, то они представляются как функции от большого количества заложенных в программу зависимых переменных.

При развитом турбулентном течении граничные условия для твердой стенки должны описывать пограничный слой пристеночными функциями, которые используют эмпирические формулы. В программном комплексе PHOENICS используются три типа пристеночных функций: степенной закон Блазиуса, логарифмическая пристеночная функция и обобщенная пристеночная функция.

Основная идея конечно-объемного метода легко понятна и поддается прямой физической интерпретации. Расчетную область разбивают на некоторое число непересекающихся контрольных объемов таким образом, что каждая узловая точка содержится в одном контрольном объеме. Дифференциальное уравнение интегрируется по каждому контрольному объему. Для вычисления интегралов используют кусочные профили, которые описывают изменение Ф между узловыми точками. В результате находят дискретный аналог дифференциального уравнения, в который входят значения Ф в нескольких узловых точках.

Полученный подобным образом дискретный аналог выражает закон сохранения Ф для конечного контрольного объема точно так же, как дифференциальное уравнение выражает закон сохранения для бесконечно малого контрольного объема. Одним из важных свойств этого метода является то, что в нем заложено точное интегральное сохранение таких величин, как масса, количество движения и энергия на любой группе контрольных объемов и, следовательно, на всей расчетной области. Это свойство проявляется при любом числе узловых точек, а не только в предельном случае очень большого их числа. Таким образом, решение на грубой сетке удовлетворяет точным интегральным балансам.

Свобода выбора интерполяционных функций и профилей ведет к существованию множества способов получения дискретных аналогов уравнения. Предполагается, что при увеличении числа узловых точек решение всех дискретных аналогов исходного уравнения совпадает. Однако наложим дополнительное требование, которое приведет к сужению числа подходящих формул. Потребуем, чтобы решение, полученное даже на грубой сетке, во-первых, всегда имело физически правдоподобный характер и, во-вторых, сохраняло полный баланс.

При разбивке на сетку часто желательно использовать неравномерную сетку, так как это позволяет эффективно загружать вычислительную машину. Сетка должна быть непосредственно связана с характером изменения зависимой переменной в расчетной области. Кроме того, нет общих правил, согласно которым максимальное (или минимальное) соотношение соседних сеточных интервалов должно быть одним и тем же. Число узловых точек, необходимое для требуемой точности и выбранного метода, должно распределяться в расчетной области в соответствии с природой решаемой задачи.

Исследование решений, использующих только несколько сеточных узлов, позволит судить о поведении решения. Ведь таким же образом поступают обычно в лабораторном эксперименте. Проводятся предварительные эксперименты или пробные опыты, и их результаты используются для определения числа и места расположения датчиков, необходимых для конечного эксперимента.

Трудность расчета поля скорости связана с неизвестным полем давления. Градиент давления составляет часть источникового члена в уравнении количества движения, при этом нет явного уравнения для определения давления. При заданном поле давления решение уравнений количества движения не представляет особой сложности. Однако способ нахождения поля давления не очевиден.

Поле давления определяется через уравнение неразрывности. Если правильное поле давления подставить в уравнение количества движения, то получаемое из них поле скорости будет удовлетворять уравнению неразрывности. Такой косвенный способ нахождения давления не очень удобен для наших целей, если только не считать прямого решения всей системы уравнений, получаемой из дискретных аналогов уравнений количества движения и неразрывности.

Связанные с нахождением давления трудности привели к возникновению методов, основанных на решении уравнений, получаемых при исключении давления из системы определяющих уравнений. При

этом, в случае двумерных задач, исключение давления из двух уравнений количества движения путем перекрестного дифференцирования каждого уравнения приводит к уравнению переноса вихря. Вместе с введением функции тока для стационарных задач двухмерных течений этот метод является основой широко известного метода решения в переменных функция тока – вихрь. Однако при использовании этого метода задача оказывается сложнее, чем при использовании непосредственно трех составляющих скорости и давления.

Разработчиками программного комплекса PHOENICS была разработана методика, позволяющая преобразовывать косвенную информацию, заложенную в уравнение неразрывности в алгоритм прямого расчета давления. Процедура, разработанная для расчета поля давления, получила название SIMPLE (Semi-Implicit Metod for Pressure-Linced Equations), что означает «полунеявный метод для связанных с давлением уравнений». Разработанный алгоритм строит поле давления по заданному полю скорости.

Уравнения количества движения и для поправки давления решаются последовательно итерационной процедурой. Использование итераций во многом упрощает использование численного метода. С их помощью можно справиться с любой нелинейностью и взаимозависимостью. Конечно, имеет смысл лишь такой итерационный метод, с помощью которого можно достигнуть сходимости. Итерационный процесс считается законченным, когда дальнейшие итерации не приводят к изменению зависимых переменных. Для каждой узловой точки рассчитывается невязка. Очевидно, что если дискретный аналог удовлетворяется точно, то невязка равна нулю. Удовлетворительным критерием сходимости является условие, что максимальное значение невязки должно быть меньше некоторого малого числа.

Граничные условия в программном комплексе PHOENICS интерпретируются как источники и рассматриваются в общих балансовых соотношениях сохранения импульса, массы и энергии и других субстанций. Действительно, вход потока в расчетную область – это источник массы, импульса, тепловой энергии; если поток является турбулентным, то это еще и источник турбулентной энергии, если рассматривается перенос скаляра, скажем, концентрации растворенного вещества, то это еще и входной поток этого скаляра. Выход потока также является источником, или точнее, стоком. Граничные условия на стенке также можно трактовать как источники: стенка вызывает торможение

среды, то есть является источником импульса, если есть теплообмен через стенку, то это еще и источник тепловой энергии и т.д.

Граничные условия на стенке для турбулентного потока задаются либо с использованием пристеночных функций, либо демпферных функций. В первом случае предполагается, что внешняя сторона прилегающей к стенке ячейки находится в зоне полностью развитой турбулентности (или в ядре потока). Это позволяет поставить граничные условия на стенке путем задания пристеночных функций, выражающих логарифмический профиль скорости у стенки и включить соответствующие соотношения в итерационный процесс. Во втором случае уравнения турбулентного движения распространяются на все ячейки, включая и ячейки, прилегающие к границе, но в этом случае закон затухания турбулентности у стенки задается путем введения демпферных функций. А собственно граничными условиями на стенке в этом случае является условие прилипания, то есть равенство скорости на стенке нулю. В этом случая густота расчетной сетки около стенки должна быть существенно гуще, чем при постановке граничных условий путем задания пристеночных функций, поэтому в данной работе использован первый вариант постановки граничных условий на стенке, то есть путем задания пристеночных функций.

Структура потоков

Исторически первыми попытками охарактеризовать гидродинамику и структуру потока в промышленном аппарате были модели идеального *смешения* и идеального *вытеснения*. В модели идеального вытеснения предполагается, что все элементы жидкости в аппарате имеют одно и то же время пребывания, что соответствует поршневому, или стержневому движению среды. При этом обеспечивается максимальная движущая сила тепломассообменных процессов и наиболее эффективный режим работы многих химико-технологических, нефтехимических и теплоэнергетических устройств. В дальнейшем отклонение структуры потока от модели идеального вытеснения стали характеризовать распределением по временам пребывания различных элементарных объемов жидкости. В связи с этим возникла необходимость экспериментального и теоретического определения функции распределения по временам пребывания (табл. 1.1).

Экспериментально функция распределения по временам пребывания может быть найдена по кривым отклика на ввод трассера. В частности,

показано, что при импульсном вводе трассера на вход, кривая отклика на выходе после соответствующей нормировки и перехода к безразмерному времени как раз и дает функцию распределения по временам пребывания.

Теоретически первыми попытками использования кривых отклика для идентификации математических моделей структуры потоков стали вычисления коэффициентов продольного перемешивания D_L и D_R *диффузионной модели* структуры потоков. По этим же кривым также можно судить и о том, насколько точно диффузионная модель продольного перемешивания отражает реальную структуру потока, так как невозможно подобрать такой коэффициент, при котором теоретическая кривая точно совпадает с экспериментальной.

Таким образом, путем сравнения теоретических и экспериментальных кривых отклика можно делать выводы об адекватности модельных представлений.

В табл. 1.1. обозначения: C – концентрация; θ – время; x, R – продольная и радиальная координаты; ω – средняя скорость потока; V – объем аппарата; V_c – объемная скорость потока; n – число ячеек.

Конечно, сравнение теоретических и экспериментальных данных по полям скорости могло бы дать более полную информацию, чем сравнение кривых отклика. Современным стандартом определения поля скорости является метод лазерной допплеровской анемометрии. Однако преимущества сравнения кривых отклика для сопоставления теоретических и экспериментальных данных по структуре потока вполне очевидны и состоят в следующем.

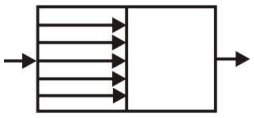
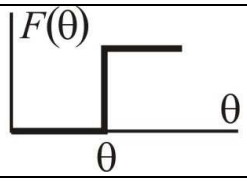
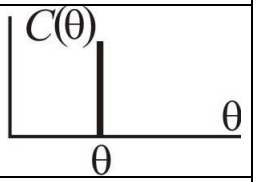
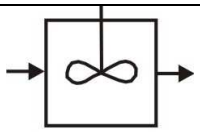
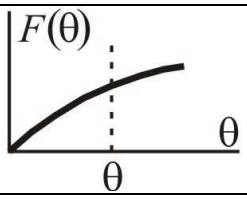
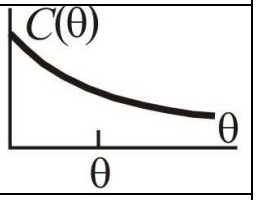
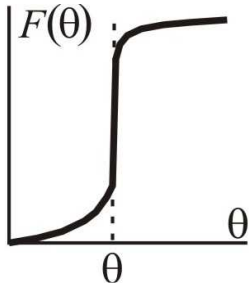
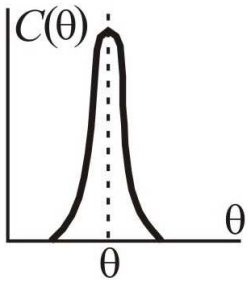
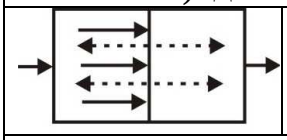
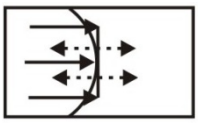
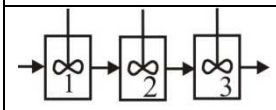
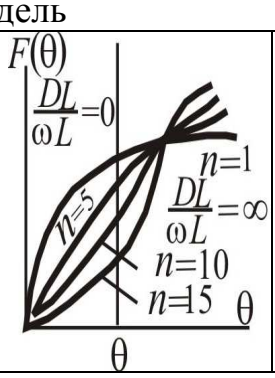
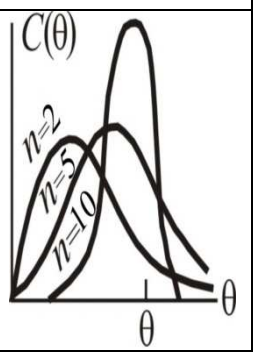
1. Снятие кривых отклика является достаточно дешевым способом экспериментального изучения структуры потока. Метод лазерной допплеровской анемометрии обходится на порядки дороже и требует привлечения сложного и дорогостоящего оборудования и специальных методов обработки данных.

2. Метод кривых отклика позволяет работать с аппаратами промышленного масштаба с непрозрачными стенками. Между тем, метод лазерной допплеровской анемометрии работает с прозрачными для лазерного луча сосудами лабораторного масштаба.

3. На практике часто интересуют не локальные параметры, а брутто-характеристики на выходе из аппарата. Например, если протекает химическая реакция и степень конверсии зависит от времени пребывания, то нас будет интересовать среднее время пребывания в аппарате и разброс во времени пребывания относительно этого среднего. То же самое касается

многих процессов разделения – распределение по временам пребывания является хорошим интегральным показателем эффективности работы аппарата.

Таблица 1.1. Типовые модели структуры потоков в аппаратах химической технологии

Схема потока	Математическое описание	Характер отклика	
		Ступенчатое возмущение	Импульсное возмущение
1. Модель идеального вытеснения			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x}$		
2. Модель идеального смешения			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \frac{V_c}{V}(C_{вх} - C)$		
3. Диффузионные модели			
а)однопараметрическая			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$		
б)двухпараметрическая			
	$\frac{\partial C}{\partial \theta} = -\omega \frac{\partial C}{\partial x} + D_L \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + + \frac{D_R}{R} \frac{\partial}{\partial R}\left(R \frac{\partial C}{\partial R}\right)$		
4. Ячеечная модель			
	$\frac{1}{n}\frac{dC}{d\theta} = \theta_n(C_{i-1} - C_i)$ $i = 1,2,...n$		

Для расчета эффективности промышленных массообменных аппаратов наибольшее применение получили одно или двухпараметрическая диффузионная модель, а также комбинированные модели, состоящие из диффузионной модели, ячеечной модели с учетом рецикла и байпаса потоков.

Стадии проектирования

Проектирование технологических установок складывается из трех стадий: составления проектного задания (технического задания), разработки технического проекта и выполнения рабочих чертежей. В некоторых случаях стадии проектирования могут совмещаться.

Проектное задание включает в сокращенном виде исходный материал для проектирования, например, техническое задание, содержащее принципиальные требования и пожелания к проекту, основные технологические чертежи, исходные условия и материалы для проектирования (географическая привязка, сырьевая база, источники энергии).

В соответствии с проектным заданием, проектируемый объект должен отвечать определенным технологическим и экономическим требованиям. По технологическим требованиям объект должен полностью соответствовать рабочим чертежам и техническим условиям выпуска заданной продукции. По экономическим требованиям сооружение объекта должно вестись с минимальными затратами труда и с минимальными издержками производства. Проектное задание получается наиболее полноценным, если в его составлении принимают участие специалисты, хорошо знакомые с современными аналогичными объектами и с общим направлением проектирования.

Задача проектирования технологических объектов характеризуется многовариантностью возможных решений. Из нескольких возможных вариантов выполнения проектного задания, равноценных с позиций технических требований, выбирается наиболее эффективный и рентабельный.

В техническом проекте дается окончательное техническое решение вопросов, поставленных в проектном задании, включающее основные элементы [6, 7]:

1. Принципиальные схемы технологического процесса, основные исходные технологические и энергетические параметры и схемы управления, контроля и автоматизации объекта;

2. Чертежи общих видов основных технологических агрегатов и нестандартного вспомогательного оборудования;

3. Компоновочные и строительные чертежи с необходимым количеством планов на различных отметках по высоте здания;

4. Развернутые схемы энерго-, водо- и газоснабжения;

5. Спецификации на все серийное и стандартное вспомогательное оборудование, контрольно-измерительные приборы и элементы схемы автоматизации и защиты;

6. Перечень особых требований по технике безопасности, противопожарной, грозовой, паводковой и других видов защиты объекта;

7. Сметы на оборудование, монтаж и наладку;

8. Сметы на пробную эксплуатацию смонтированного оборудования;

9. Пояснительную записку.

На основании технического проекта заказывают основное и вспомогательное оборудование, приборы контроля и автоматического регулирования и определяют объем затрат на реализацию проекта. После рассмотрения специалистами и утверждения проекта приступают к выполнению рабочих чертежей и к составлению спецификации на строительные материалы, трубы, арматуру, кабели, монтажное оборудование и инструменты, вспомогательные материалы и средства механизации.

Комплект рабочих чертежей состоит из следующих частей:

1. Чертежей транспортных, энергетических и канализационных коммуникаций;

2. Строительных и монтажных чертежей;

3. Чертежей основного оборудования в сборе со всеми коммуникационными трубопроводами, лестницами и площадками обслуживания;

4. Чертежей узлов и отдельных элементов оборудования;

5. Чертежей монтажно-коммуникационных схем щитов, пультов управления и установки приборов контроля и регулирования;

6. Чертежей различных специальных конструкций.

При изготовлении рабочих чертежей следует широко применять разработанные проектными организациями типовые чертежи и только в виде исключения выполнять специальные рабочие чертежи. В ряде случаев, при наличии опытного монтажного персонала, объем рабочих чертежей можно существенно сократить.

Этапы проектирования

Существуют следующие этапы проектирования (САПР) нового объекта:

1. Техническое задание – начало проектирования.
2. Научно-исследовательская работа (НИР) – проведение расчетов, работа с литературой, архивами и выбор технических решений по объекту проектирования.
3. Эскизное проектирование – определение внешних ограничений, выбор методов, расчеты, эскизные чертежи.
4. Рабочее проектирование – разработка рабочих чертежей и полного комплекта документации по объекту.
5. Технологическая подготовка производства.
6. Изготовление – разработка графиков и запуск производства.
7. Техническое обслуживание.

Порядок выполнения этих видов деятельности не имеет значения, так как на практике они следуют в произвольной последовательности. САПР находит применение в большей мере там, где существуют единообразные виды деятельности. САПР использует ЭВМ для облегчения работы проектировщика.

Современный уровень программных и технических средств электронной вычислительной техники позволяет перейти от традиционных, ручных методов конструирования к новым информационным технологиям с использованием ЭВМ, создавать системы автоматизации разработки и выполнения конструкторской документации (АКД), удовлетворяющие стандартам ЕСКД как по качеству исполнения документов, так и по соблюдению требований стандартов.

Проблема масштабного перехода

Важной и сложной задачей в различных отраслях промышленности является проектирование новых и модернизации действующих массо- и теплообменных аппаратов большой единичной мощности, значительную часть которых составляют колонные аппараты для разделения многокомпонентных смесей в системах газ (пар)-жидкость и жидкость-жидкость. При этом одной из основных проблем является снижение эффективности процессов разделения смесей в промышленных массообменных колоннах при увеличении их размеров, что получило название «масштабного эффекта» [8–17]. Установлено, что масштабный

эффект имеет гидродинамическую природу и обусловлен увеличением неравномерности распределения фаз и полевых переменных на промышленном контактном устройстве по сравнению с его лабораторным макетом. Так, например, эффективность колпачковых и клапанных тарелок уменьшается примерно в два раза при увеличении их диаметра от одного до 3–4 метров.

Изучение масштабных эффектов показало, что они могут быть вызваны неравномерностями следующих четырех типов [8]:

1. Входными неравномерностями – неоднородностями распределения потоков газа и жидкости на входе контактного устройства;

2. Неравномерностями, вызванными внутренними закономерностями двухфазного течения;

3. Неравномерностями, вызванными дефектами монтажа;

4. Неравномерностями, обусловленными дефектами конструкции.

Роль каждого из этих факторов существенно зависит от типа аппарата. Так, например, в тарельчатых колоннах с перекрестным движением фаз возникают как продольная, так и поперечная неравномерности в объемах газа и жидкости.

Авторы [6, 17] многократно сталкивались и решали аналогичные проблемы при проектировании или модернизации аппаратов в нефтехимии. Так, например, несколько лет назад нам пришлось выполнять работы, связанные с устранением различных неравномерностей в аппаратах, спроектированных одной из фирм. Эта фирма не учла, что результаты, полученные на мелкомасштабном производстве, далеко не всегда можно воспроизвести на крупномасштабном.

Так, выяснилось, что применяемые в настоящее время способы подвода газовых (паровых) и газожидкостных потоков в колонных аппаратах без использования эффективных распределителей приводят к заметному снижению разделяющей способности не только насадочных и тарельчатых колонн, но и реакторов, отстойников и других аппаратов. Вследствие неравномерности профиля скорости, в поперечном сечении колонн возникают зоны со значительными локальными максимумами скорости газовых (паровых) фаз, в которых значение уноса превышает допустимое. Это приводит не только к снижению эффективности разделения за счет снижения движущей силы. В случае тарельчатой колонны это может привести к нарушению нормальной работы 2–3 тарелок, а для насадочной колонны, не только к потере разделяющей способности целой насадочной секции, но и к преждевременному захлебыванию колонны.

Аналогичная ситуация и со штуцерами для отвода газовой (паровой) фазы.

Как правило, подобные неравномерности невозможно установить на физической модели небольшого диаметра, поэтому эти недостатки обнаруживаются и устраняются только путем промышленного испытания или гидродинамического моделирования контактных устройств на стендах промышленного размера.

Наличие в математических моделях большого числа эмпирических коэффициентов, определяемых экспериментальным путем на установках различного масштаба, значительно увеличивает затраты, сроки проектирования и модернизации массообменных аппаратов. Такая система проектирования затягивает внедрение в промышленность научных разработок и обладает принципиальным дефектом – неоптимальностью выбранных конструкций.

Применение метода гидродинамического моделирования связано с исследованием гидродинамики потока в аппаратах натурального диаметра, но меньшей высоты [8]. Этот метод предполагает проведение исследования эффективности и выбор конструкции контактного устройства в два этапа, исключая все промежуточные: на лабораторном аппарате и гидродинамическом стенде. Основные недостатки такого подхода заключаются в необходимости построения модели натурального масштаба и сложности проведения гидродинамических исследований, и, что особенно ограничивает широкое использование данного метода, – это невозможность анализа множества вариантов и выбора оптимальной конструкции аппарата.

Подходы к конструированию массообменных аппаратов

Теоретический путь конструирования промышленных аппаратов в первую очередь связан с определением эффективности разделения смесей и теплообмена на контактных устройствах [5, 6, 17–20]. В большинстве случаев задачи замыкания математического описания процессов имеют полуэмпирический характер решения, который ограничен определенным интервалом работы и заданной конструкцией контактного устройства. Известно, что существенную роль в эффективности массообменного процесса играет структура потоков в аппарате. Как видно из многочисленных исследований и промышленной практики, при увеличении размера аппарата (например, с барботажными тарелками или насадкой) структура потоков значительно меняется, появляется большое

число застойных зон, усиливается обратное перемешивание, снижается движущая сила процесса, это вызывает падение эффективности массообмена.

В общем виде КПД массообменного контактного устройства или эффективность по Мерфри определяют как отношение изменения концентраций компонента в фазе на контактном устройстве (КУ) относительно равновесной:

$$E = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}} - C^*}, \qquad (1.20)$$

где $C_к$ – концентрация компонента в фазе на выходе с КУ, масс. д.; $C_н$ – концентрация компонента в фазе на входе в КУ, масс. д.; C^* – равновесная концентрация компонента, масс. д.

Форма записи выражения (1.20) зависит от вида массообменного процесса и направления движущей силы.

Также в качестве интегральной характеристики эффективности массопередачи используется коэффициент извлечения φ. В общем виде для процесса абсорбции он записывается как

$$\varphi = \frac{C_{\text{н}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{н}}} \cdot 100,\%. \qquad (1.21)$$

Как известно, эффективность разделения смеси зависит от структуры потоков сплошной и дисперсной фаз на КУ, интенсивности тепло- и массообмена и площади межфазной поверхности. Используются разные модели для определения эффективности КУ в зависимости от принятой структуры потоков в аппарате (см. табл. 1.1):

1. Модель идеального смешения для обеих фаз.
2. Модель идеального смешения для сплошной и вытеснения для дисперсной фазы.
3. Модель идеального вытеснения для сплошной фазы и идеального смешения для дисперсной.
4. Ячеечная модель для сплошной и дисперсной фаз.
5. Диффузионная модель для одной из фаз и т.д.

Из вышеперечисленных моделей могут создаваться комбинированные модели, осложненные байпасом и рециклом. При этом число параметров, определяемых экспериментальным путем, увеличивается.

Такими параметрами являются: число ячеек полного перемешивания, коэффициент продольного (обратного) перемешивания, коэффициенты рецикла и байпаса. Эти параметры зависят как от режима работы аппарата, так и от его масштаба и конструкции. Актуальной является задача создания математической модели процессов переноса импульса, массы и тепла с минимальным привлечением экспериментальных данных.

При разработке новых или совершенствовании действующих промышленных аппаратов могут использоваться как априорные, так и структурно-конструктивные подходы.

Для физико-химических систем, созданных на априорной основе, характерно, как правило, сильное взаимодействие определяющих явлений, невыраженность механизмов их протекания, неопределенность связей между ними и масштабом аппарата. Такая невыраженность структуры системы является главным препятствием моделирования их на основе теории подобия, ограничивая области ее применения локальными актами массопередачи и простыми явлениями. В то же время в других областях техники постулируется возможность использования теории подобия для моделирования сложных систем.

Используется подход, который получил название гидродинамического моделирования [8] и заключается в исследовании гидродинамики потока в промышленном аппарате натурального диаметра, но меньшей высоты. При этом по возможности устраняются неоднородности, которые появляются вследствие увеличения размера контактного устройства. На основе выполненных гидравлических исследований расчет эффективности массопередачи можно выполнить по математическим моделям, приведенным в работах [5, 6, 18]. При этом можно уточнить влияние тех или иных факторов (масштабных эффектов) на эффективность разделения смеси без привлечения экспериментальных данных по массообмену.

Сопряженное физическое и математическое моделирование при проектировании аппаратов

Перспективным представляется направление совершенствования процедуры освоения априорных конструкций аппаратов, связанное с упрощением их структуры и сведением задачи моделирования ограниченного числа определяющих явлений или их совокупности.

Подход, позволяющий выполнить переход от математического описания процессов на макете контактного устройства к промышленному

аппарату, получил название сопряженного физического и математического моделирования [5, 21].

Сделан вывод, что оптимальный способ проектирования промышленных аппаратов, сокращающий затраты, сроки разработки и внедрения, возможен только на пути отказа от промежуточных этапов исследования. Отработку конструкции, исходя из требования технического задания, целесообразно проводить на лабораторных макетах, а для масштабного перехода к промышленному аппарату использовать методы математического моделирования с использованием фундаментальных законов сохранения.

Концепция данного метода основана на представлении процессов, происходящих в промышленном аппарате, в виде иерархической системы взаимодействующих между собой элементарных явлений, что дает возможность исследовать эти явления на макете, а затем, при масштабном переходе, определить параметры модели вариационным методом с использованием локального потенциала на основе удовлетворения законам сохранения. При этом совсем не обязательно должно сохраняться подобие макета и промышленного аппарата [5, 21].

Согласно системному анализу, позволившему сформулировать принцип иерархического существования явлений в промышленном аппарате, явления различных масштабов могут быть рассмотрены независимо, а затем учтено их взаимодействие. Этот подход привел к значительным упрощениям при построении математических моделей сложных химико-технологических объектов.

Исследование и описание полей в характерной области рабочей зоны аппарата может проводиться независимо от других областей вне аппарата на ее физической модели. На основе эксперимента устанавливаются базисные функции, которые описывают поля с заданной точностью. При масштабном переходе к промышленному аппарату конструктивные и режимные возмущения, в определенном интервале их значений, не изменяют структуру базисных функций, а влияют лишь на ее параметры. Подстройка параметров базисных функций, описывающих физические поля для заданного интервала режимных и конструктивных возмущений в промышленном аппарате, выполняется на основе удовлетворения законам сохранения импульса, массы и энергии. Решение этой задачи осуществляется вариационным методом, учитывающим краевые условия различного вида. Вариационный метод заключается в построении функционала, минимизация которого приводит к уравнениям

Эйлера–Лагранжа, совпадающим с законами сохранения импульса, массы и энергии.

Математическое описание характерной области имеет структуру базисной функции только для таких конструктивных и режимных возмущений, при которых отклонение значения функции от точного решения уравнений балансов не превышает заданную погрешность. Эта погрешность обычно находится в пределах погрешности экспериментальных исследований физической модели. В области возмущений, где отклонение превышает допустимую погрешность, структура базисной функции не сохраняется. В этом случае для описания процесса необходимо выбрать конкурирующую базисную функцию, параметры которой обеспечивают минимальное значение функционала и, следовательно, удовлетворяют уравнениям баланса.

Таким образом, метод сопряженного физического и математического моделирования позволяет установить распределение полей скоростей, концентраций и температур в рабочей зоне промышленного аппарата на основе базисных функций элементарных областей, полученных на макете с известной погрешностью.

При проектировании новых аппаратов, когда экспериментальные данные по физическим полям в характерных областях отсутствуют, базисные функции можно выбрать путем решения уравнения Эйлера–Лагранжа, записанных для характерных областей макета.

Разработанные методы позволяют на основе банка базисных функций характерных областей осуществлять в автоматизированном режиме с помощью ЭВМ построение математической модели процесса в промышленном аппарате, выбор его оптимальной конструкции и режима работы без идентификации параметров на пилотных и промышленных образцах.

1.2. Моделирование стационарных режимов работы сложных ректификационных колонн

Задача расчета разделения многокомпонентных смесей ректификацией характеризуется высокой размерностью и чрезвычайным разнообразием вариантов постановки задачи. Исторически сложилась ситуация, что в рамках общей теории процессов и аппаратов химической технологии именно эта задача использовалась для разработки базовых алгоритмов и программ решения задач большой размерности на электронно-вычислительных машинах (ЭВМ) [22–25]. Поэтому данная

теория получила значительное развитие, причем основное значение приобрели методики и алгоритмы удобные для постановки на ЭВМ.

Математическое описание процесса массо-теплообмена, протекающего на отдельной тарелке ректификационного аппарата, включает в себя уравнения общего и покомпонентного материальных балансов, уравнения теплового баланса, уравнения парожидкостного равновесия и кинетические уравнения, количественно описывающие принятый механизм распределения массовых и тепловых потоков между контактирующими фазами. Поскольку все тарелки массообменных аппаратов связаны между собой, уравнения математического описания для отдельных тарелок должны согласовываться друг с другом и отвечать совокупным условиям, то есть материальным и тепловым балансам для колонны в целом. Для сложных схем ректификации (схемы со связанными материальными и тепловыми потоками) связь между отдельными тарелками системы и пакетами тарелок (секциями) существенно усложняется в сравнении с простыми колоннами, что также самым непосредственным образом влияет на характер расчета системы (схемы). Учет механизма взаимодействия между паровыми и жидкостными потоками на контактных устройствах массообменных аппаратов относится к задачам кинетики и чаще всего решается отдельно от задачи статики, к которой относится расчет характеристик схемы (взаимосвязь между отдельными тарелками, пакетами тарелок и аппаратами; распределение массовых и тепловых потоков между этими элементами; определение параметров технологического режима, обеспечивающих выполнение ограничений, наложенных на процесс). Задачи статики в первую очередь определяются законами термодинамики [24].

Расчет ректификации, как уже отмечалось, связан с решением систем нелинейных алгебраических уравнений высокой размерности. При этом составы продуктов разделения не могут быть заданы заранее с абсолютной точностью; определены лишь основные требования к этим продуктам, которые, как правило, задаются в виде односторонних или двухсторонних неравенств:

$$X_d \geq \overline{X}_d \qquad \text{и} \qquad X_w \leq \overline{X}_w, \tag{1.22}$$

$$\overline{X}_{d,1} \geq X_d \geq \overline{X}_{d,2} \qquad \text{и} \qquad \overline{X}_{w,1} \leq X_w \leq \overline{X}_{w,2}, \tag{1.23}$$

где X_d – характеризует состав продукта (дистиллята), а $\overline{X}_d$ и $\overline{X}_w$ – регламентированные требования к этому продукту. Решение задачи находится с использованием итерационных процедур.

Основную сложность представляет обеспечение сходимости итерационного цикла. К настоящему времени разработано большое количество методов расчета ректификации и их модификаций [23–38], различающихся подходами к организации итерационного цикла. Все эти методы различаются в отношении быстродействия, достигаемой точности результатов, объема занимаемой оперативной памяти ЭВМ и так далее. На первом этапе развития теории расчетов разделения разрабатывались упрощенные, аналитические методики расчета, основанные на анализе предельных гипотетических режимов разделения: расчете режимов полного $(R=\infty)$ и минимального $(R=R_{\min})$ орошений по уравнениям Фенске–Андервуда $(R=\infty)$, по уравнению Андервуда $(R=R_{\min})$ и последующем переходе к режиму рабочего орошения с помощью корреляционного графика (уравнения) Джиллиленда [22–30]. Все эти модели используют достаточно серьезные допущения и, по сегодняшним представлениям, мало пригодны для реального проектирования, хотя и могут быть применены для предварительной оценки вариантов разделения, для получения начального приближения при использовании более строгих моделей и так далее.

К настоящему времени разработано достаточно большое количество модификаций матричного метода расчета ректификации [25, 31, 32]. Эти методы позволяют сразу находить решение полной системы алгебраических уравнений, описывающих процесс разделения, и поэтому являются предпочтительными с точки зрения быстродействия моделей. Однако решение систем уравнений высокой размерности имеет свои особенности и недостатки, прежде всего связанные с возможной потерей точности вычислений.

Наибольшее распространение на сегодняшний день нашли приемы расчета «от тарелки к тарелке». Большинство из этих методик ориентированы на расчет разделения в проектной постановке: задано распределение тарелок по секциям колонны, закреплены уровни ввода материальных и тепловых потоков и их характеристики, доли отбора материальных потоков (флегмовые и паровые числа). В качестве независимых переменных, определяемых в результате расчета, принимаются или профили концентраций, или профили температур по высоте колонны [25, 32, 33]. Решение задачи достигается итерационным путем за счет последовательной корректировки этих профилей. Особое

значение при использовании этих методов приобретает быстродействие и надежность конкретных методов сходимости, заложенных в расчет. Проектная задача решается методом перебора конкурирующих вариантов решения.

Наконец, большой интерес представляет модифицированный метод встречной релаксации, основанный на расчете процесса однократного испарения на каждой ступени контакта, нахождении профилей расходов, температур и концентраций по высоте колонны и последовательной корректировке этих профилей до достижения некоторого стационарного решения [23–25,33,34]. В соответствии с этим методом для каждой теоретической тарелки на уровне j можно записать систему балансовых соотношений:

$$\overline{\Phi}_j = \Gamma_{j\text{-}1} + \Lambda_{j+1} + \Phi_j, \tag{1.24}$$

$$\overline{F}_j = G_j + L_j, \tag{1.25}$$

$$\overline{F}_j \cdot Z_{j,i} = G_{j-1} \cdot Y_{j-1.i} + L_{j+1} \cdot X_{j+1,i} + F_j \cdot XF_{j,i}, \tag{1.26}$$

$$\overline{F}_j \cdot Z_{j,i} = G_j \cdot Y_{j,i} L_j \cdot X_{j,i}, \tag{1.27}$$

$$Y_{j,i} = K_{j,i} \cdot X_{j,i}, \tag{1.28}$$

$$E_j = \frac{G_j}{\overline{F}_j}, \tag{1.29}$$

$$\overline{F}_j \cdot \overline{H}_j = G_{j-1} \cdot H_{j-1} + L_{j+1} \cdot h_{j+1} + F_j \cdot HF_j + q_j, \tag{1.30}$$

$$\overline{F}_j \cdot \overline{H}_j = G_j \cdot H_j + L_j \cdot h_j, \tag{1.31}$$

где G, L и F – соответственно мольные потоки пара, жидкости и внешнего питания, q – внешний подвод (отвод) тепла на ступень контакта, Y и X – составы пара и жидкости, Z – брутто – состав питания ступени однократного испарения (ОИ), K – константа фазового равновесия, E – доля отгона паровой фазы, H и h – энтальпии пара и жидкости соответственно. Верхний индекс определяет характеристики (расход,

состав, энтальпия) брутто – питания, j – индекс ступени контакта (счет снизу вверх), i – индекс компонента. Как видим, эта система уравнений полностью идентична системе, описывающей работу любой теоретической тарелки массообменного аппарата. Более того, несложно показать, что она описывает и работу теплообменных элементов (испаритель, дефлегматор). Уравнения (1.24) и (1.26) записаны относительно потоков, поступающих на тарелку и служат для определения брутто-состава питания $\left(Z_{j,i}\right)$, а уравнения (1.25) и (1.26) – относительно потоков, расходящихся с тарелки. Совместным решением (1.27)–(1.29) записывают:

$$S = \sum_{i=1}^{i=n} Y_{j,i} - \sum_{i=1}^{i=n} X_{j,i} = \sum_{i=1}^{i=n} \frac{Z_{j,i} \cdot \left(K_{j,i} - 1\right)}{\left[1 + E_{j,i} \cdot \left(K_{j,i} - 1\right)\right]} = 0. \qquad (1.32)$$

Уравнение (1.32) определяет расходы и составы фаз, отходящих со ступени контакта. Поскольку константы фазового равновесия и энтальпии смеси зависят от параметров состояния системы, то есть $K_i = f\left(P, T, X_i\right)$, $H = f_1\left(P, T, Y_i\right)$ и $h = f_2\left(P, T, X_i\right)$, для решения уравнения (1.32) могут быть привлечены уравнения теплового баланса (1.30), (1.31). Решение полной системы уравнений (1.24)–(1.31) проводится итерационным методом [34]. При этом в наиболее распространенной постановке задачи приходится задаваться температурой ОИ, затем с использованием уравнения (1.31) находить значение доли отгона E, отвечающей этому значению температуры, определять расходы и составы расходящихся потоков и по уравнениям (1.30)–(1.31) уточнять принятое значение температуры. Поиск улучшенных значений искомых параметров проводится с использованием метода Ньютона, метода секущих хорд или любого другого [34].

Как видим, при расчете процесса разделения на каждой ступени контакта используются характеристики входных потоков, полученные при расчете предыдущих ступеней. Последовательно проводя расчеты снизу вверх и сверху вниз и корректируя характеристики потоков (расходы, температуры, составы) при каждом прохождении, получаем профили этих характеристик, которые стремятся (релаксируют) к некоторому пределу, который и является решением задачи. Сходимость итерационного цикла определяется тем, что во всех итерациях характеристики внешних входных потоков (материальных и тепловых) закреплены. Модификации метода релаксации разрабатываются как в РФ [36–40], так и за рубежом [32, 41].

Условия выполнения материальных и тепловых балансов на всех ступенях контакта обеспечивает и выполнение балансов по аппарату в целом.

Следует отметить, что рассмотренная модель описывает не только процесс ректификации, но и абсорбцию, а также совмещенные процессы (например, абсорбционно-отпарные колонны). Особенности того или иного процесса будут проявляться только в процедуре расчета фазового равновесия – уравнение (1.28). Метод широко использовался при моделировании самых разнообразных процессов химической технологии: при моделировании работы сложных колонн [36], нефтестабилизационных колонн [42], абсорбционно–отпарных колонн [39]. Более того, метод легко модифицируется для расчета разделения неидеальных систем [43], для расчета разделения систем с двумя расслаивающимися жидкими фазами [44] и даже для моделирования динамических (нестационарных) режимов работы колонного оборудования [45].

Последние годы характеризовались чрезвычайно быстрым развитием вычислительной техники. Ресурсы вычислительной техники в отношении быстродействия, оперативной и долговременной памяти, коммуникационных связей очень быстро прогрессируют. Компьютеризация стремительно проникает во все сферы технической деятельности, в том числе и научной. В этих условиях значительную часть ограничений на быстродействие тех или иных алгоритмов, на объем занимаемой ими оперативной памяти уже можно считать снятой, или эти ограничения будут сняты в самое ближайшее время. Основным критерием, определяющим достоинства тех или иных методов расчета, становится их точность и возможность повышения этой точности за счет введения в методики и модели дополнительных, ранее не учитываемых механизмов явлений. Применительно к рассматриваемым процессам это положение в первую очередь касается блоков расчета парожидкостного равновесия и кинетических закономерностей протекания процессов массо-теплообмена, причем можно ожидать быстрого развития методик совмещенного, термодинамически-кинетического расчета процессов разделения.

По представлениям [26], для обеспечения возможности проектирования и исследования разнообразных ректификационных процессов необходимо использовать пакеты прикладных программ, характеризующихся и отличающихся друг от друга рядом признаков: степенью сложности и точности модели (термодинамическая, кинетическая); видом постановки задачи (проектная, поверочная); типом разделяемых смесей (зеотропные, азеотропные, полиазеотропные); типом колонного оборудования и так далее. Более того, в современных

исследовательских и проектных задачах уже достаточно широко используются моделирующие комплексы, предназначенные для моделирования набора взаимосвязанных аппаратов, то есть технологических установок и схем.

1.3. Модель процессов переноса на барботажных тарелках

Для выбора конструктивных характеристик и режима работы контактных устройств в данном разделе рассматривается применение модели раздельного течения (двужидкостной модели) с целью описания процессов переноса импульса, массы и энергии в двухфазном потоке пар-жидкость на тарелке колонного аппарата. Целью моделирования процессов переноса является определение профилей скорости, концентраций и температур в фазах для расчета эффективности процесса разделения углеводородной смеси на контактном устройстве.

Эффективность разделения смеси (КПД тарелки) обычно записывают по Мерфри:

$$\text{в жидкой фазе } E_{ML} = \frac{C_{L\text{нач}} - C_{L\text{кон}}}{C_{L\text{нач}} - C_L^*}, \tag{1.33}$$

$$\text{в газовой (паровой) } E_{MG} = \frac{C_{G\text{кон}} - C_{G\text{нач}}}{C_G^* - C_{G\text{нач}}}, \tag{1.34}$$

где C – концентрация компонента; Индексы: L, G – жидкая и газовая фазы; нач.,кон. – начальные и конечные значения концентраций; * – равновесные значения концентраций.

В работах [5, 6, 18] используется подход определения профилей концентраций и эффективности массообменных тарелок на основе решения системы дифференциальных уравнений переноса импульса, массы и энергии. Для этого используется двужидкостная модель.

Двужидкостная модель основана на предположении о том, что, во-первых, каждая фаза газожидкостной смеси обладает определенными макроскопическими параметрами (температурой, плотностью, скоростью и другие) и, во-вторых, законы сохранения импульса, массы и энергии должны выполняться в каждой из фаз. При этом каждый параметр какой-либо из фаз представляет собой усредненную определенным образом величину.

На тарелке взаимодействие фаз происходит при диспергировании потока газа (пара) через отверстия массообменной тарелки в слой жидкости. Дисперсная фаза (пар) распределяется в сплошной (жидкой) фазе в виде струй и пузырей различного размера. Движение дисперсной и сплошной фаз на тарелке чаще всего перекрестное. Различают три гидродинамических режима работы барботажной тарелки: пузырьковый, пенный и режим уноса. Эффективным режимом работы тарелок является пенный режим. При пенном режиме работы тарелки газовая струя, на некоторой высоте слоя, распадается на пузыри. Таким образом, на тарелке можно выделить две основные характерные области (рис. 1.1):

1. Область струй (зона начала барботажа);
2. Динамический пенный слой.

На барботажной тарелке интенсивность взаимодействия фаз зависит от скорости движения потоков, площади поверхности раздела и определяется как конструкцией контактного устройства, так и режимными параметрами работы массообменного аппарата и физическими свойствами смеси.

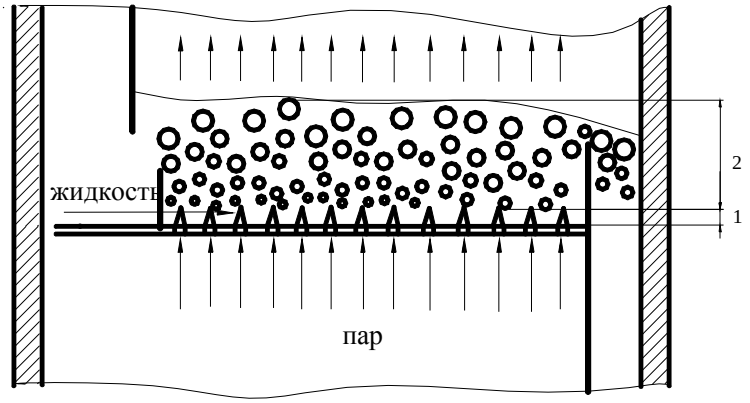


Рис. 1.1. Схема движения потоков на барботажной тарелке и структура барботажного слоя. 1 – область струй; 2 – пенный слой

Для двухфазного потока одной из характеристик является φ-объемная доля дисперсной фазы (газосодержание). Соответственно, объемной долей сплошной фазы (жидкости) является $(1-\varphi)$.

Согласно двужидкостной модели уравнение движения для сплошной (жидкой) фазы имеет вид [46, 47]:

$$\rho_L \frac{\partial\left[(1-\varphi)\vec{\upsilon}_L\right]}{\partial t} + \rho_L \nabla \cdot \left[(1-\varphi)\vec{\upsilon}_L \vec{\upsilon}_L\right] = \\ = -\nabla \cdot \left[(1-\varphi)\tau_L\right] - (1-\varphi)\nabla p + (1-\varphi)\rho_L \vec{g} + \vec{F}. \quad (1.35)$$

Уравнение неразрывности для сплошной фазы:

$$\rho_L \frac{\partial(1-\varphi)}{\partial t} + \rho_L \nabla \cdot \left[(1-\varphi)\vec{\upsilon}_L\right] = r_V. \quad (1.36)$$

Уравнение движения для дисперсной (газовой) фазы:

$$\rho_G \frac{\partial(\varphi\vec{\upsilon}_G)}{\partial t} + \rho_G \nabla \cdot (\varphi\vec{\upsilon}_G \vec{\upsilon}_G) = -\nabla \cdot (\varphi\tau_G) - \varphi\nabla P + \varphi\rho_G \vec{g} - \vec{F}. \quad (1.37)$$

Уравнение неразрывности для дисперсной фазы:

$$\rho_G \frac{\partial\varphi}{\partial t} + \rho_G \nabla \cdot (\varphi\vec{\upsilon}_G) = -r_V. \quad (1.38)$$

Тензор касательных напряжений в жидкой фазе τ_L:

$$\tau_L = -\mu_{эфф,L}\left[\nabla\vec{\upsilon}_L + (\nabla\vec{\upsilon}_L)^T - \frac{2}{3}I(\nabla \cdot \vec{\upsilon}_L)\right], \quad (1.39)$$

где эффективная вязкость:

$$\mu_{эфф,L} = \mu_L + \mu_{T,L} + \mu_{BI,L}. \quad (1.40)$$

Для расчета составляющей коэффициента турбулентной вязкости, учитывающей турбулизацию слоя при движении пузырей, предлагается уравнение [48]:

$$\mu_{BI,L} = C_{\mu,BI} \cdot \rho_L \cdot \varphi \cdot d_B \left|\vec{\upsilon}_G - \vec{\upsilon}_L\right|. \quad (1.41)$$

Тензор касательных напряжений в газовой фазе τ_G:

$$\tau_G = -\mu_{эфф,G}\left[\nabla\vec{\upsilon}_G + \left(\nabla\vec{\upsilon}_G\right)^T - \frac{2}{3}I\left(\nabla\cdot\vec{\upsilon}_G\right)\right]. \qquad (1.42)$$

Эффективная вязкость газовой фазы связана с эффективной вязкостью жидкой фазы приближенным соотношением [49]:

$$\mu_{эфф,G} = \frac{\rho_G}{\rho_L}\mu_{эфф,L}\,. \qquad (1.43)$$

В общем случае, сила межфазового взаимодействия фаз $\vec{F}$ включает силу сопротивления, подъемную силу, силу виртуальной массы и другие силы. В работе [46] сравнение результатов эксперимента с численными расчетами силы $\vec{F}$, проведенное по различным методикам, показало, что в зоне барботажа преобладающей является сила межфазного взаимодействия фаз $\vec{F}$, определяемая силой сопротивления:

$$F_i = -\frac{3}{4}\varphi(1-\varphi)\rho_L\frac{C_D}{d_B}\left|\vec{\upsilon}_G - \vec{\upsilon}_L\right|\left(\upsilon_{G,i} - \upsilon_{L,i}\right). \qquad (1.44)$$

Для *k*-фазы закон сохранения массы компонента, в соответствии с двужидкостной моделью, записывается в следующей виде [48]:

$$\frac{\partial}{\partial t}\left(\rho_k\varphi_k C_k\right) + \nabla\cdot\left(\rho_k\varphi_k\vec{\upsilon}_k C_k\right) = \nabla\cdot\left(\rho_k\varphi_k\Gamma_k\nabla C_k\right) + \varphi_k R_k + r_{C,k}\,. \qquad (1.45)$$

Уравнение переноса тепла для *k*-фазы имеет вид [50]:

$$\begin{aligned}&\frac{\partial\left(\rho_k\varphi_k H_k\right)}{\partial t} + \nabla\cdot\left(\rho_k\varphi_k H_k\vec{\upsilon}_k\right) = \\ &-\nabla\cdot\varphi_k\left(q_k + q_k^t\right) + \varphi_k\frac{D\ P_k}{Dt} + H_{k,s}r_V + \Phi_k + r_{T,k} + r_{T,k,\text{хим}}\ .\end{aligned} \qquad (1.46)$$

Известно, что при увеличении диаметра колонны неравномерность распределения фаз становится значительной, что приводит к снижению эффективности процесса. Распределение потоков на тарелке может считаться равномерным при длине пути жидкости до 1,5 метров [8]. При допущении о равномерном распределении дисперсной фазы в двухфазном потоке на тарелке имеем φ = const по пространственным координатам.

Рассмотрим уравнения переноса массы компонента в дисперсной (газовой) фазе:

$$u_G\frac{\partial C_G}{\partial x}+v_G\frac{\partial C_G}{\partial y}+w_G\frac{\partial C_G}{\partial z}=\frac{\partial}{\partial x}\left[\left([D_G]+\lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial x}\right]+\frac{\partial}{\partial y}\left[\left([D_G]+\lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial y}\right]+$$
$$+\frac{\partial}{\partial z}\left[\left([D_G]+\lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial z}\right]+\frac{r_{c,G}}{\rho_G\varphi}, \qquad (1.47)$$

где C_G – концентрация компонента; x,y,z – пространственные координаты; $[D_G]$ – матрица коэффициентов молекулярной диффузии, м^2/с; D_G – коэффициент турбулентной диффузии м^2/с; u_G, v_G, w_G – составляющие вектора скорости, м/с.

Так как изменение теплофизических свойств фаз на тарелке незначительно, то уравнение переноса энтальпии (1.46) можно записать, используя температуру (c_p = const). Слагаемыми $\frac{D\ P_k}{Dt}$ и Φ_k в уравнении (1.46), ввиду их незначительности по сравнению с другими членами, можно пренебречь.

Рассмотрим уравнения переноса тепла в дисперсной (газовой) фазе:

$$u_G\frac{\partial T_G}{\partial x}+v_G\frac{\partial T_G}{\partial y}+w_G\frac{\partial T_G}{\partial z}=\frac{\partial}{\partial x}\left[\left(a_G+a_{TG}\right)\frac{\partial\ T_G}{\partial x}\right]+\frac{\partial}{\partial y}\left[\left(a_G+a_{TG}\right)\frac{\partial\ T_G}{\partial y}\right]+$$
$$+\frac{\partial}{\partial z}\left[\left(a_G+a_{TG}\right)\frac{\partial\ T_G}{\partial z}\right]+\frac{r_{T,G}}{\rho_G\varphi}, \qquad (1.48)$$

где a_G, a_{TG} – коэффициенты молекулярной и турбулентной температуропроводимости; T_G – температура.

Источник тепла $r_{T,G}$:

$$r_{T,G}=(K_T A)(T_G-T_L/V_L), \qquad (1.49)$$

Источник массы $r_{c,G}$:

$$r_{c,G}=\rho_G\cdot[K\cdot A]\left(C_G^*-C_G\right)/V_L, \qquad (1.50)$$

где V_L – объем жидкой фазы, м^3; A – площадь межфазной поверхности, м^2; $K_т$ – коэффициент теплопередачи; [KA] – матрица коэффициентов массопередачи.

Движение двухфазного потока газ-жидкость на барботажной тарелке характеризуется тем, что скорость дисперсной (газовой) фазы намного больше скорости сплошной фазы. Поэтому, с учетом перекрестного движения фаз, справедливо: $w_G >> u_G$, $w_G >> v_G$.

Оценка слагаемых в уравнении сохранения массы в газовой фазе (1.47) показывает:

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} >> u_G \frac{\partial C_G}{\partial x}; \qquad w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} >> v_G \frac{\partial C_G}{\partial y};$$

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} >> \frac{\partial}{\partial x}\left[\left([D_G]+\lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial x}\right]+\frac{\partial}{\partial y}\left[\left([D_G]+\lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial y}\right]+ \\ +\frac{\partial}{\partial z}\left[\left([D_G]+\lceil D_{TG}\rfloor\right)\frac{\partial C_G}{\partial z}\right]. \qquad (1.51)$$

Уравнение переноса массы компонента (1.47), после проведенной оценки, будет иметь вид:

$$w_G \frac{\partial C_G}{\partial z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \varphi}. \qquad (1.52)$$

Рассмотрим объем двухфазной смеси δV на барботажной тарелке. В выражении (1.52) заменим производную конечной разностью $\partial C_G / \partial z \approx (C_G - C_{GH})/\delta z$ и умножим обе части на $\delta S \cdot \rho_G$:

$$(\delta S \cdot \rho_G) w_G \frac{C_G - C_{GH}}{\delta z} = \frac{r_{c,G}}{\rho_G \varphi}(\delta S \cdot \rho_G), \qquad (1.53)$$

или

$$\delta G (C_G - C_{GH}) = \delta M_G, \qquad (1.54)$$

где δM_G – изменение потока массы компонента в газовой (паровой) фазе в объеме δV, $\delta M_G = r_{c,G}\delta V$, кг/с.; δG – поток пара в объеме δV, $\delta G = w_G \rho_G \varphi \delta S$, кг/с.

Таким же образом получим уравнение сохранения тепла в газовой фазе:

$$\delta G\left(H_G - H_{GH}\right) = \delta Q. \qquad (1.55)$$

Уравнения (1.54) и (1.55) являются известными уравнениями материального и теплового балансов для тарелок перекрестного типа.

Проанализировав особенности взаимодействия фаз на тарелке, можно сократить математическое описание процессов переноса в двухфазном потоке. Уравнения переноса импульса, массы и тепла записываются для сплошной (жидкой) фазы, а влияние дисперсной фазы учитывается источниковыми членами и коэффициентами турбулентного обмена [5, 6, 18, 51].

Двумерная модель процессов переноса

В практике научных исследований широко применяется подход сокращения полного математического описания различных явлений до двух- или одномерных моделей. При этом должна сохраниться приближенная физическая картина явлений и требуемая точность расчета.

Одной из особенностей пенного режима работы барботажной тарелки является развитая турбулентность в жидкой фазе. Как показывают известные экспериментальные исследования, в этом режиме происходит практически полное перемешивание по высоте барботажного слоя в ядре жидкой фазы, поэтому справедливы следующие допущения:

$$\frac{\partial u_L}{\partial z} = 0;\ \frac{\partial v_L}{\partial z} = 0;\ \frac{\partial w_L}{\partial z} = 0;\ \frac{\partial C_L}{\partial z} = 0;\ \frac{\partial T_L}{\partial z} = 0\ . \qquad (1.56)$$

Процессы переноса в двухфазном потоке на контактном устройстве, при установившемся режиме работы колонны, являются стационарными. Движение газа в слое жидкости на тарелке происходит преимущественно в вертикальном направлении. Так как в двухфазном потоке скорость газовой фазы намного больше скорости сплошной фазы: $\vec{\upsilon}_G >> \vec{\upsilon}_L$, то

составляющие силы межфазового взаимодействия $\vec{F}$ в проекции на плоскость тарелки можно принять равными нулю:

$$F_x \approx 0;\ F_y \approx 0. \tag{1.57}$$

В двухфазном потоке (барботажном слое) распределение дисперсной фазы в сплошной фазе принимается равномерным, то есть φ = const.

Система уравнений переноса импульса (1.35), (1.36), массы (1.45) и тепла (1.45) в жидкой фазе, с учетом принятых допущений, преобразуется к виду [6]:

$$u_L \frac{\partial u_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial u_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial x}\left[\mu_{эфф,L}\frac{\partial\ u_L}{\partial x}\right] + \frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial y}\left[\mu_{эфф,L}\frac{\partial\ u_L}{\partial y}\right], \tag{1.58}$$

$$u_L \frac{\partial v_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial v_L}{\partial y} = -\frac{1}{\rho_L}\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial x}\left[\mu_{эфф,L}\frac{\partial\ v_L}{\partial x}\right] + \frac{1}{\rho_L}\frac{\partial}{\partial y}\left[\mu_{эфф,L}\frac{\partial\ v_L}{\partial y}\right], \tag{1.59}$$

$$\frac{\partial u_L}{\partial x} + \frac{\partial v_L}{\partial y} = \frac{r_v}{\rho_L(1-\varphi)}, \tag{1.60}$$

$$\begin{aligned} u_L \frac{\partial C_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial C_L}{\partial y} &= \frac{\partial}{\partial x}\left[\left([D_L] + \lceil D_{TL} \rfloor\right)\frac{\partial\ C_L}{\partial x}\right] + \\ &+ \frac{\partial}{\partial y}\left[\left([D_L] + \lceil D_{TL} \rfloor\right)\frac{\partial\ C_L}{\partial y}\right] + \frac{r_{c,L}}{\rho_L(1-\varphi)}, \end{aligned} \tag{1.61}$$

$$\begin{aligned} u_L \frac{\partial T_L}{\partial x} + v_L \frac{\partial T_L}{\partial y} &= \frac{\partial}{\partial x}\left[(a_L + a_{TL})\frac{\partial\ T_L}{\partial x}\right] + \\ &+ \frac{\partial}{\partial y}\left[(a_L + a_{TL})\frac{\partial\ T_L}{\partial y}\right] + \frac{r_{T,L}}{\rho_L(1-\varphi)c_{P,L}}, \end{aligned} \tag{1.62}$$

$$r_v = \sum_{i=1}^{m} r_{C,Li}. \tag{1.63}$$

Вектор столбец источника массы $r_{C,L}$ имеет вид:

$$r_{C,L} = \rho_L \cdot \left[K_L A \right] \cdot \left(C_L^* - C_L \right) / V_L . \qquad (1.64)$$

Источник тепла $r_{T,L}$:

$$r_{T,L} = \left(K_T A \right) \cdot \left(T_G - T_L \right) / V_L . \qquad (1.65)$$

Для системы уравнений (1.58)–(1.62) устанавливаются следующие граничные условия (рис. 1.2.) (симметричная модель).

При $x = 0$	$u_L = u_{L0}$,	$v_L = 0$,	$C_l = C_{L0}$,	$T_L = T_{L0}$;	(вход сплошной фазы на тарелку)
При $x = \xi$	$\frac{\partial u_L}{\partial x} = 0$,	$\frac{\partial v_L}{\partial x} = 0$,	$\frac{\partial C_L}{\partial x} = 0$,	$\frac{\partial T_L}{\partial x} = 0$;	(выход сплошной фазы из тарелки)
При $y = 0$	$\frac{\partial u_L}{\partial y} = 0$,	$v_L = 0$,	$\frac{\partial C_L}{\partial y} = 0$,	$\frac{\partial T_L}{\partial y} = 0$;	(ось симметрии)
При $y = y_{\text{СТ}}(x)$	$u_L = 0$,	$v_L = 0$,	$\frac{\partial C_L}{\partial n} = 0$,	$\frac{\partial T_L}{\partial n} = 0$;	(на стенке колонны)

$$\left(\frac{\partial p}{\partial n} \right) = \mu_L \frac{\partial^2 v_n}{\partial n^2}.$$

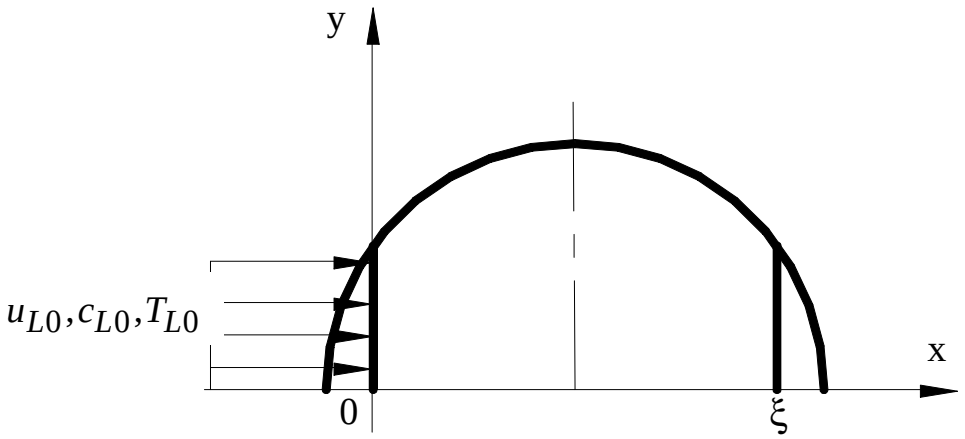


Рис. 1.2. Двумерная модель тарелки (вид сверху)
(ξ – длина пути жидкости)

Распределение полей скоростей, концентраций и температур в жидкой фазе двухфазного потока на тарелке описывает система уравнений (1.58)–(1.62). Уравнения сохранения массы и тепла для дисперсной фазы имеют вид уравнений материального (1.54) и теплового (1.55) баланса.

Для замыкания системы уравнений (1.58)–(1.62) ниже даны уравнения для коэффициентов турбулентного обмена ($\mu_{T,L}$ $D_{T,L}$, $a_{T,L}$), источников массы $r_{c,L}$ и тепла $r_{T,L}$.

Коэффициенты тепломассопередачи в барботажном слое

Определение коэффициентов теплопередачи $K_{\text{т}}$ и матрицы коэффициентов массопередачи $[K_L]$ позволяет вычислить источники $r_{T,L}$ и $r_{c,L}$ в системе уравнений переноса.

Для вычисления матрицы объемных коэффициентов массоотдачи в барботажном слое в работах [5, 18, 51] предложен метод, основанный на использовании концепции активного входного участка. Для расчета элемента диагональной матрицы коэффициентов массоотдачи получены уравнения:

для жидкой фазы:

$$\left(\overset{\vee}{\beta} A\right)_{L,i} = \frac{u_{*L}\left[S_0\left(\rho_G W_0^2/2 + \rho_L g h_{\text{ст}}\right) - \rho_G S_k W_k^2/2\right]}{\text{arctg}\sqrt{R_{1L} Sc_{L,i}}\sqrt{R_{1L}}\left(u_{*L}^2\rho_L + 2\sigma/R_{\acute{y}}\right)}, \qquad (1.66)$$

для паровой фазы:

$$\left(\overset{\vee}{\beta} A\right)_{G,i} = \frac{u_{*G}\left[S_0\left(\rho_G W_0^2/2 + \rho_L g h_{\text{ст}}\right) - \rho_G S_k W_k^2/2\right]}{\text{arctg}\sqrt{R_{1G} Sc_{G,i}}\sqrt{R_{1G}}\left(u_{*G}^2\rho_G + 2\sigma/R_{\acute{y}}\right)}. \qquad (1.67)$$

где u_* – динамическая скорость на поверхности раздела фаз, м/с; S_0 – площадь отверстий в газораспределительных элементах, занятая газовым потоком на входе в слой жидкости, м^2; ρ – плотность фазы, кг/м^3; W_0 – средняя скорость газа в отверстиях газораспределительных элементов на входе в барботажный слой, м/с; $h_{\text{ст}}$ – среднее значение статического столба жидкости, м; S_k – площадь свободного сечения колонны, м^2; W_k –

средняя скорость газа в свободном сечении колонны, м/с; R_{1L}, R_{1G} – параметры пограничного слоя; $Sc = \nu/D$ – число Шмидта; σ – поверхностное натяжение, Н/м; $R_э$ – эквивалентный радиус отверстия в тарелке (газораспределительного элемента), м. Значения arctg в радианах.

По теореме Сильвестра производится переход от диагональной матрицы коэффициентов массоотдачи к квадратной матрице коэффициентов массоотдачи:

$$[\beta] = \sum_{k=1}^{m-1} z_{0k} \cdot \overset{\vee}{\beta}_k, \qquad z_{0k} = \frac{\prod_{j=1 j\neq k}^{m-1} \left\{ [D]^{-1} - L_j^{-1} \lceil I \rfloor \right\}}{\prod_{j=1 j\neq k}^{m-1} \left(L_k^{-1} - L_j^{-1} \right)}. \tag{1.68}$$

Значения параметров пограничного слоя R_1 и u_* определяются по выражениям:

в жидкой фазе

$$u_{*L} = \sqrt{\frac{\rho_G \left(W_0^2 - W_n^2 \right)}{4\rho_L} + \frac{g h_ф}{2}}, \tag{1.69}$$

$$R_{1L} = 11{,}6 \frac{U_{гр}}{u_{*L}} \sqrt{\frac{C_{f_o L}}{2}}, \tag{1.70}$$

$$C_{foL} = \frac{0{,}073}{\mathrm{Re}_{oL}^{0{,}2}}, \quad \mathrm{Re}_{oL} = \frac{U_{гр} h_ф}{\nu_L}, \quad U_{гр} = W_\infty - u_{*G} \sqrt{R_{1G}}\, \mathrm{arctg} \sqrt{R_{1G}}, \tag{1.71}$$

в газовой фазе

$$u_{*G} = \sqrt{\frac{W_0^2 - W_n^2}{4} + \frac{\rho_L g h_ф}{2\rho_G}}, \tag{1.72}$$

$$R_{1G} = 11{,}6 \frac{W_o}{u_{*G}} \sqrt{\frac{C_{foG}}{2}}, \tag{1.73}$$

где $$C_{foG}=\frac{0,073}{\mathrm{Re}_{oG}^{0,2}},\qquad \mathrm{Re}_{oG}=\frac{W_o h_ф}{\nu_G},\qquad (1.74)$$

где $h_ф$ – высота газовой струи (факела) до распада на пузыри, м.

Влияние поперечного потока массы на коэффициенты массоотдачи при неэквимолярном процессе учитывается с помощью корректирующей матрицы $[\Xi]$ [56]:

$$\left[\beta^{\bullet}\right]=[\beta]\ [\Xi];\ [\Xi]=[\psi]\left[\exp[\psi]-[I]\right]^{-1};\ [\psi]=\frac{N_t\left[\beta\right]^{-1}}{\rho_M};\ N_t=\sum_{i=1}^{m}N_i \qquad (1.75)$$

Основными параметрами рассмотренной модели массоотдачи являются: площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0; средняя скорость газа W_0 в сечении S_0; эквивалентный радиус отверстия газораспределительного элемента – $R_э$; статический столб жидкости над геометрическим центром отверстия – $h_{ст}$. От достоверности их определения зависит точность расчета коэффициентов переноса (1.66), (1.67)

В работах [5, 18, 52] приводится методика расчета параметров газораспределительных элементов S_0; W_0; $R_э$; $h_{ст}$ в зависимости от типа барботажной тарелки.

Расчет коэффициентов массопередачи рекомендуется проводить в следующем порядке:

Задаются входные параметры: скорость газа в колонне W_k, статический столб жидкости $h_{ст}$, конструктивные параметры тарелки и средние составы смесей.

По известным методикам определяются физические свойства многокомпонентной смеси и матрица [D] [53–55].

Из решения характеристического уравнения:

$$det\left(\left[D^{-1}\right]-L^{-1}\lceil I\rfloor\right)=0$$

вычисляются собственные значения матрицы $\left[D^{-1}\right]$.

Для заданного типа контактного устройства определяются площадь сечения газового (парового) потока на входе в слой жидкости S_0, скорость газа W_0 в данном сечении и параметры R_1, u_*.

По уравнениям (1.66) и (1.67) вычисляются элементы диагональных матриц $\lceil \overset{\vee}{\beta}_L \rfloor$, $\lceil \overset{\vee}{\beta}_G \rfloor$.

По уравнениям (1.68) вычисляют матрицы эквимолярных коэффициентов массоотдачи $\left[\beta_L\right]$, $\left[\beta_G\right]$.

Далее выполняется расчет поперечного потока массы $N_t = \sum_{i=1}^{m} N_i$.

Матрицы коэффициентов массоотдачи с учетом поперечного потока массы $\left[\beta_L^{\bullet}\right]$ и $\left[\beta_G^{\bullet}\right]$ вычисляются по уравнениям (1.75).

Расчет матрицы коэффициентов массопередачи, на основе уравнения аддитивности фазовых сопротивлений, выполняется по выражению:

$$\left[K_L\right]^{-1} = \left[\beta_L\right]^{-1} + [m]^{-1}\left[\beta_G\right]^{-1}, \qquad (1.76)$$

где $[m]$ – матрица коэффициентов распределения.

Для расчета коэффициентов теплоотдачи в барботажном слое получены уравнения [5,18]:

для жидкой фазы:

$$\left(\alpha_L A\right) = \rho_L c_{P,L} \frac{u_{*L}\left[S_0\left(\rho_G W_0^2/2 + \rho_L g h_{\text{ст}}\right) - \rho_G S_k W_k^2/2\right]}{\text{arctg}\sqrt{R_{1L} Pr_L}\sqrt{R_{1L}\left(u_{*L}^2 \rho_L + 2\sigma/R_{\text{э}}\right)}}, \qquad (1.77)$$

для паровой фазы:

$$\left(\alpha_G A\right) = \rho_G c_{P,G} \frac{u_{*G}\left[S_0\left(\rho_G W_0^2/2 + \rho_L g h_{\text{ст}}\right) - \rho_G S_k W_k^2/2\right]}{\text{arctg}\sqrt{R_{1G} Pr_G}\sqrt{R_{1G}\left(u_{*G}^2 \rho_G + 2\sigma/R_{\text{э}}\right)}}, \qquad (1.78)$$

где Pr – число Прандтля; c_P – теплоемкость.

Коэффициенты теплоотдачи рассчитываются с учетом поперечного потока массы по выражениям [55]:

$$\alpha^{\bullet} = \alpha \cdot \Xi_T; \quad \Xi_T = \phi_T / \left(\exp\left(\phi_T - 1\right)\right); \quad \phi_T = \left(\sum_{i=1}^{m} N_i C_{pi} \right) / \alpha. \qquad (1.79)$$

По уравнению аддитивности фазовых сопротивлений определяется коэффициент теплопередачи при неэквимолярном процессе $K_m^{\bullet}$:

$$\frac{1}{K_m^{\bullet}} = \frac{1}{\alpha_G^{\bullet}} + \frac{1}{\alpha_L^{\bullet}}. \qquad (1.80)$$

Уравнения, представленные в данном разделе, используются для вычисления значений источниковых членов в системе уравнений переноса (1.58)–(1.62).

Характеристики турбулентного обмена

В барботажном слое турбулентная вязкость жидкости обусловлена, в основном, движением газовых струй и пузырей. Влияние стенок различных устройств на тарелке на развитие турбулентности в жидкой фазе значительно меньше, по сравнению с влиянием газового потока. Если скорость газа (пара) в струе достигает 10–20 м/с, то средняя скорость жидкой фазы в продольном направлении на массообменной тарелке составляет всего несколько сантиметров в секунду.

Характеристики турбулентного обмена в ядре жидкой фазы $\mu_{T,L}$, $D_{T,L}$ и $a_{T,L}$ в уравнениях (1.58)–(1.62) определяются характеристиками турбулентного движения – величиной пульсационной скорости υ_T и масштабом турбулентных пульсаций *l*:

$$\nu_{T,L} = \upsilon_T l. \qquad (1.81)$$

В работе [5] на основе теории изотропной турбулентности получено выражение для расчета коэффициента турбулентной вязкости:

$$\nu_{T,L} = 1{,}1 \frac{u_{*L}^4}{\varepsilon}, \qquad (1.82)$$

где динамическая скорость находится по выражению (1.69).

На массообменной тарелке диссипация энергии газового потока в жидкой фазе ε определяется по формуле:

$$\varepsilon = \frac{S_0 W_0 \left(\rho_G W_0^2 / 2 + \rho_L g h_{\text{ст}} \right) - S_K \rho_G W_K^3 / 2}{\rho_L V_L}, \qquad (1.83)$$

где $V_L = h_{\text{ст}} S_{\text{тар}}$ – объем жидкости на тарелке, м^3; S_0, S_K – свободное сечение тарелки и колонны, м^2.

Используя приближенное равенство $Pr_T \approx Sc_T \approx 1$, для ядра жидкой фазы имеем $\nu_{T,L} \approx D_{\text{T},L} \approx a_{\text{T},L}$.

Результаты расчета

Система уравнений переноса импульса, массы и тепла (1.58)–(1.62) решается численными методами [56, 57]. На рис. 1.3 показано вычисленное поле скорости жидкости на ситчатой тарелке.

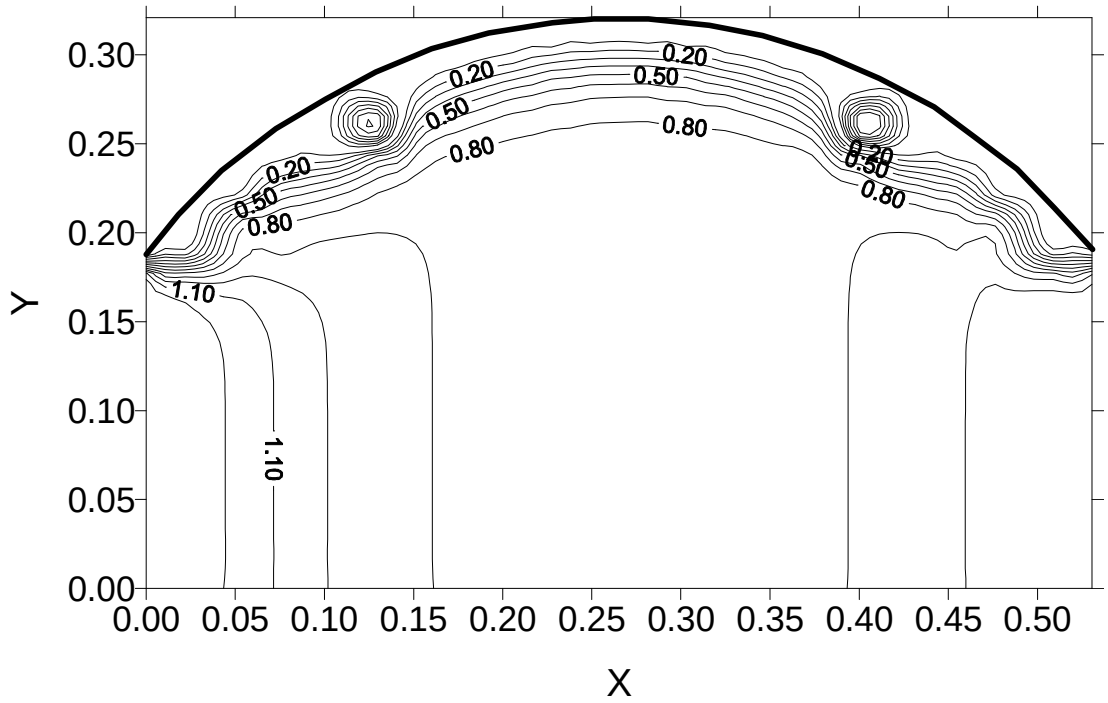


Рис. 1.3. Профиль скорости жидкости u_L / u_{L0} на тарелке

Так как наиболее полно исследованными из устройств барботажного типа являются ситчатые тарелки, адекватность модели проверена путем

сравнения расчетных данных с экспериментальными данными при ректификации бинарных смесей метанол–вода, метанол–пропанол, этанол–пропанол. Эксперименты [58, 59] проводились на ситчатом лотке с размерами: ширина приемной планки – 83 мм, длина пути жидкости L = 991 мм, высота сливной планки – 25 мм. Для описания структуры потока авторы используют диффузионную модель со значением числа Пекле Pe = 35. На рис. 1.4–1.7 даны профили скорости, концентраций и температур, найденные из решения системы уравнений (1.58)–(1.63) [18, 60–62], где ξ – безразмерная координата.

Как видно из распределения концентраций низкокипящего компонента в жидкой фазе по длине тарелки, основное падение концентрации происходит у приемной планки. Ближе к сливной планке профиль становится практически пологим. Увеличение длины пути жидкости по сравнению с шириной приемной планки не приводит к значительному увеличению эффективности. Расхождение расчетных и экспериментальных результатов находится в пределах 10–15 %.

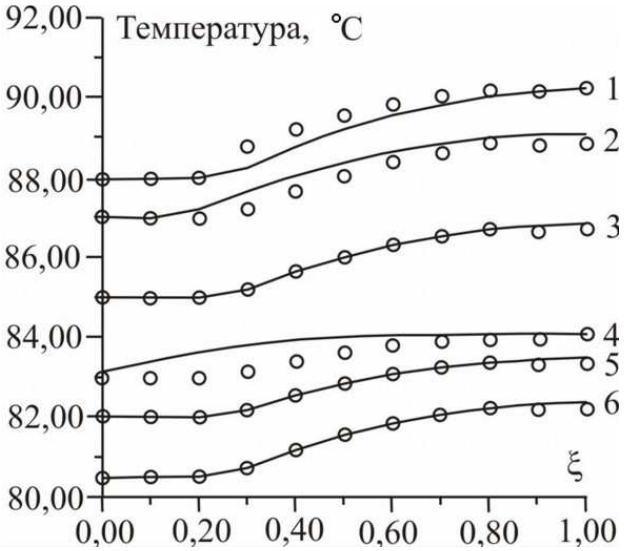


Рис. 1.4. Поле температур на ситчатой тарелке. Ректификация смеси этанол–пропанол; L/G = 1:
$1 - x_{\text{н}} = 0,29$; $2 - x_{\text{н}} = 0,39$;
$3 - x_{\text{н}} = 0,45$; $4 - x_{\text{н}} = 0,68$;
$5 - x_{\text{н}} = 0,75$; $6 - x_{\text{н}} = 0,82$;
○–эксперимент

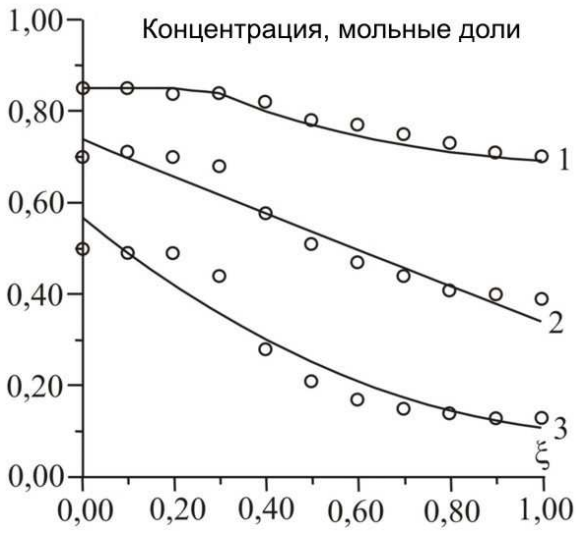


Рис. 1.5. Поле концентраций на ситчатой тарелке. Ректификация смеси метанол–вода; L/G = 1:
$1 - x_{\text{н}} = 0,85$; $2 - x_{\text{н}} = 0,79$;
$3 - x_{\text{н}} = 0,7$;○–эксперимент

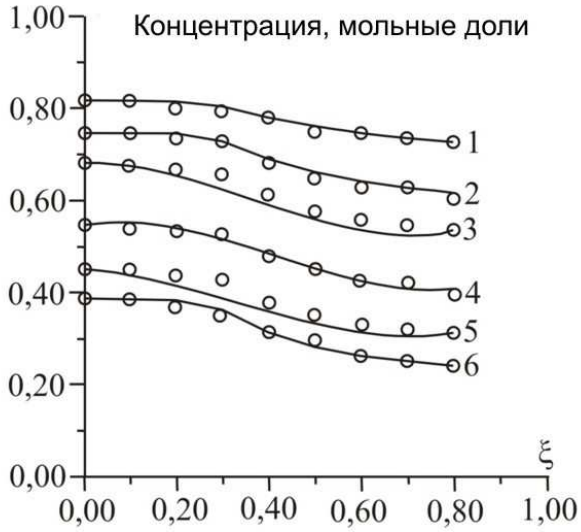


Рис. 1.6. Поле концентраций на ситчатой тарелке. Ректификация смеси этанол–пропанол; L/G = 1: $1-x_{\text{н}}=0,82$; $2-x_{\text{н}}=0,75$; $3-x_{\text{н}}=0,68$; $4-x_{\text{н}}=0,45$; $5-x_{\text{н}}=0,39$; $6-x_{\text{н}}=0,29$; ○–эксперимент

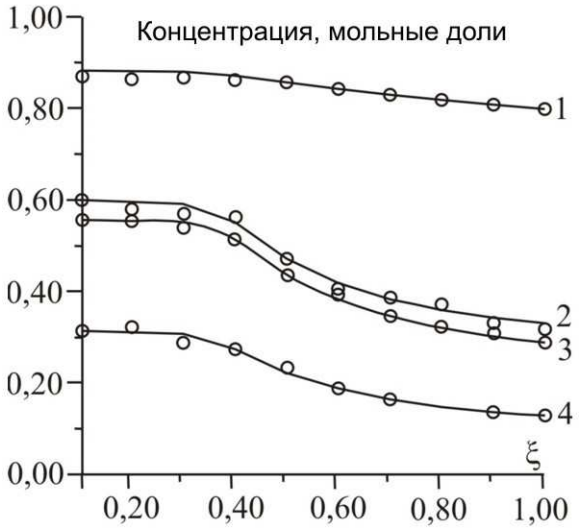


Рис. 1.7. Поле концентраций на ситчатой тарелке. Ректификация смеси метанол–пропанол; L/G = 1: $1-x_{\text{н}}=0,88$; $2-x_{\text{н}}=0,6$; $3-x_{\text{н}}=0,56$; $4-x_{\text{н}}=0,32$; ○–эксперимент

Определение эффективности массо- и теплопереноса в барботажном слое

Для определения эффективности процессов разделения смеси на контактной ступени решается уравнение массопереноса и находится распределение концентрации компонента в жидкой фазе в барботажном слое на тарелке. По известному полю концентрации компонента определяется локальная эффективность ячейки и КПД тарелки:

$$E_{m\text{ж}}=\frac{C_{\text{н}}-C_{\text{к}}}{C_{\text{н}}-C^{*}}, \qquad (1.84)$$

где $C_{\text{н}}$, $C_{\text{к}}$ – начальная и конечная концентрации компонента в жидкой фазе на входе и выходе тарелки.

Связь эффективностей в жидкой и газовой (паровой) фазах находится с помощью известного соотношения:

$$1-\frac{1}{E_{m\text{г}}}=\lambda\left(1-\frac{1}{E_{m\text{ж}}}\right), \tag{1.85}$$

где $\lambda=\bar{m}G/L$; G, L – массовые расходы фаз; $\bar{m}$ – коэффициент распределения.

Численное решение уравнений теплопереноса позволяет получить профили температуры в фазах и оценить тепловой КПД тарелки. Аналогично уравнению для определения эффективности по Мерфри, характеризующему интенсивность массообмена на тарелке, можно использовать уравнение для определения тепловой эффективности:

$$E_{t\text{ж}}=\frac{T_{\text{н}}-T_{\text{к}}}{T^{*}-T_{\text{н}}}, \tag{1.86}$$

где T^{*} – температура жидкости, находящейся в равновесии с паром на выходе из контактного устройства.

На рис. 1.8–1.14 даны зависимости КПД (1.84)–(1.86) от различных характеристик, полученные расчетным путем [18].

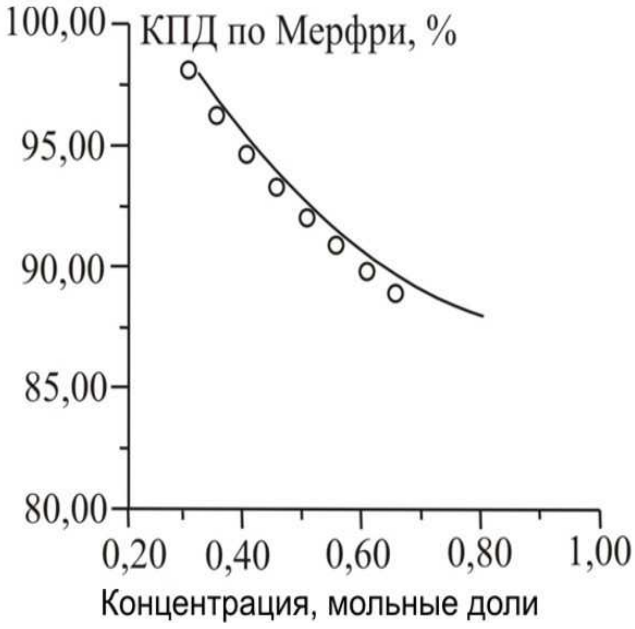


Рис. 1.8. КПД по Мерфри в жидкой фазе на ситчатой тарелке; ректификация смеси метанол– пропанол: ○ – эксперимент [58,59]; ———— – расчет по уравненям модели

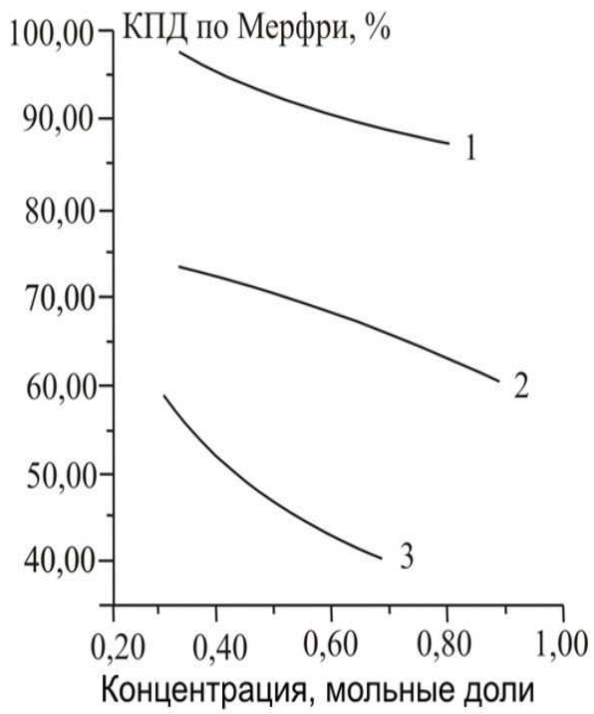


Рис. 1.9. Тепловой КПД в жидкой фазе; ректификация различных смесей на ситчатой тарелке: 1 – метанол–пропанол (расчет); 2 – метанол–вода (расчет); 3 – этанол–пропанол (расчет)

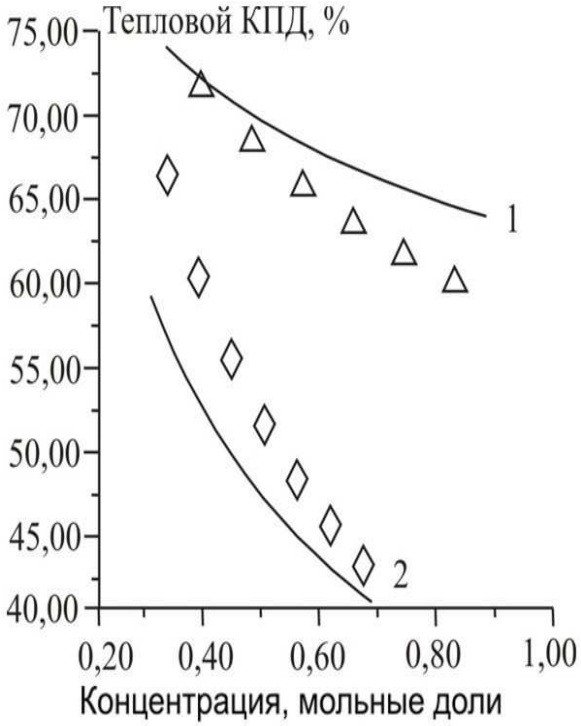


Рис. 1.10. Тепловой КПД в жидкой фазе на ситчатой тарелке L/G = 1 фактор скорости F = 0,4: 1 – метанол–пропанол (расчет); 2 – этанол–пропанол (расчет); Δ – метанол–пропанол (эксперимент); ◊ – этанол–пропанол (эксперимент)

Сравнение рассчитанных профилей концентраций и температур с экспериментальными данными, а также КПД, приведенных в литературе, показывает, что рассмотренная система уравнений математической модели удовлетворительно описывает процессы тепломассопереноса на барботажных контактных устройствах. Расхождение результатов составляет в среднем 5–10 %, а максимальное отклонение не более – 20 %.

Следует сделать вывод о том, что данную математическую модель, реализованную в виде программы для ЭВМ, можно использовать для расчета процессов в промышленных тарельчатых колоннах с целью проектирования или выбора вариантов модернизации [18, 65–74].

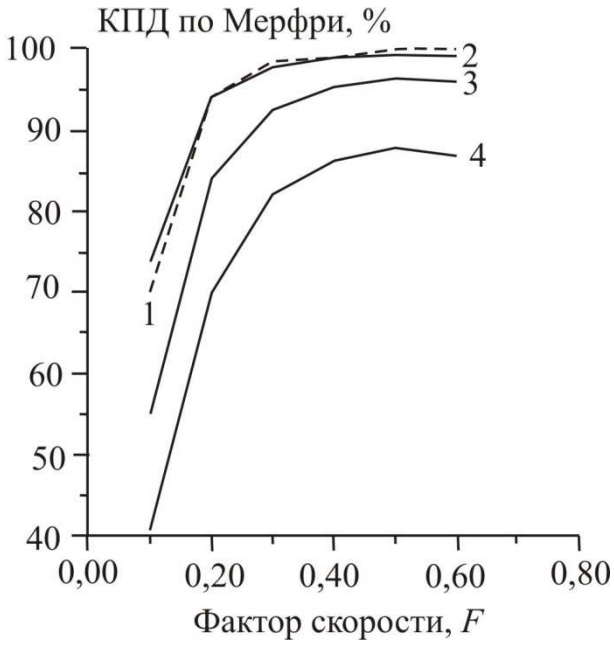


Рис.1.11. Зависимость эффективности по Мерфри при ректификации на ситчатой тарелке; L/G =1: ——— – метанол–вода; - - - - - - - – метанол–пропанол; 1– $x_н = 0{,}316$; 2– $x_н = 0{,}5$; 3– $x_н = 0{,}7$; 4– $x_н = 0{,}85$

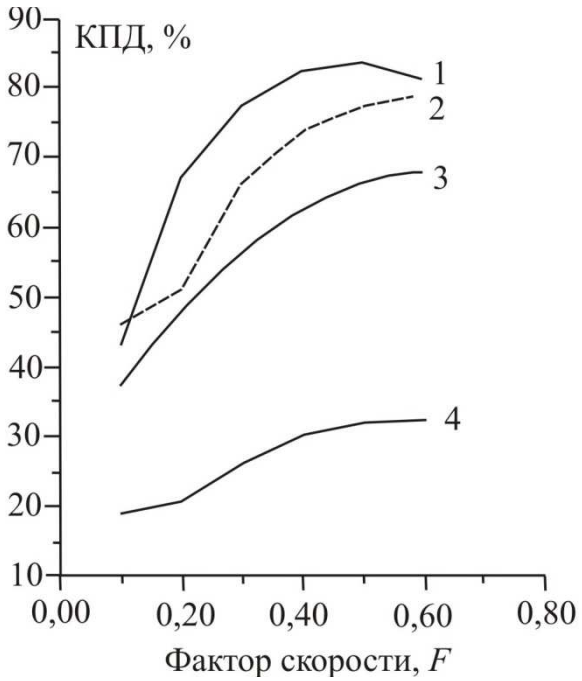


Рис. 1.12. Зависимость теплового КПД от скорости пара при ректификации на ситчатой тарелке; L/G = 1: ——— – метанол–вода; - - - - - - - – метанол–пропанол 1– $x_н = 0{,}316$; 2– $x_н = 0{,}5$; 3– $x_н = 0{,}7$; 4– $x_н = 0{,}85$

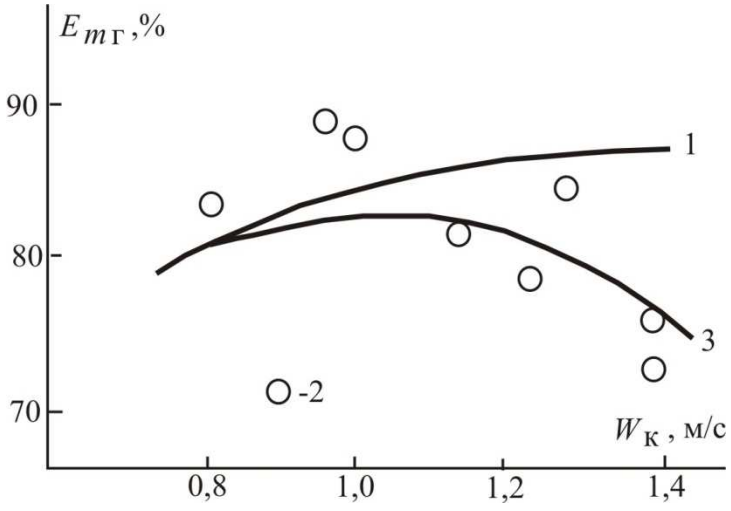


Рис. 1.13. Зависимость КПД клапанной тарелки диаметром 250 мм от скорости пара в колонне: 1 – расчет без учета уноса жидкой фазы; 2 – экспериментальные данные [63]; 3 – расчет с учетом уноса

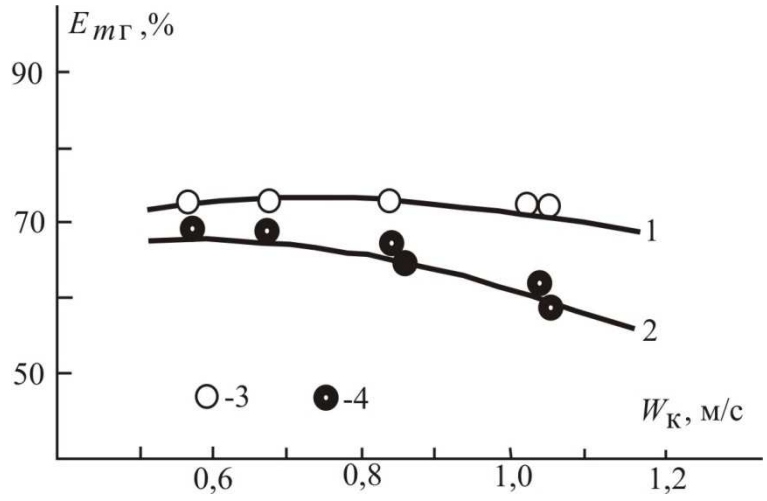


Рис. 1.14. Зависимость КПД по Мерфри в паровой фазе от скорости пара в колонне при ректификации смеси толуол–ортоксилол. Клапанная прямоточная тарелка $(D_{\text{к}} = 1{,}2$ м, $L/G = 1)$: 1, 2 – расчет; 3, 4 – эксперимент [64]; 1, 3 – $\Delta h_r = 0$; 2,4 – $\Delta h_r = 0{,}009$ м; Δh_r – отклонение плоскости тарелки от горизонтального положения

1.4. Модель процессов переноса в насадочных колоннах

Эффективность работы насадочных колонн существенно зависит от гидродинамических условий движения газа (пара) и жидкости. Гидродинамика потоков определяется сложной геометрией каналов, формируемых размещением и размером насадки в слое и материалом насадочных элементов, а также входными неравномерностями. Сложные зависимости отмеченных факторов и их взаимное влияние значительно затрудняют получить строгое математическое описание массопереноса и выполнить расчет эффективности разделения. Поэтому, обычно при составлении математических моделей принимают различные допущения. Приемлемость допущений корректируют и проверяют экспериментально.

Для расчета гидродинамики в насадке часто используют различные модификации уравнения Дарси [75, 76] (Re < 4) и уравнения Эргана [77, 78], учитывающие силы энергии и вязкости. При Re >> 4 обычно используют уравнение Эргана, содержащие только квадратичный член [79, 80]. Зернистая среда, или насадочный слой, часто моделируется как случайный массив ячеек идеального перемешивания с определенными связями между ними [81, 82].

В работе [18, 83] рассмотрена двумерная модель насадочного слоя и получена система уравнений для расчета профилей скорости и

концентрации. Использование вариационного метода для расчета физических полей в насадочных колоннах представлено в работах [84–86].

Задачей модернизации колонн является выбор типа насадки, ее геометрические размеры и высоты слоя (количество секций) в аппарате при заданном качестве разделения и производительности.

Система уравнений переноса

Теоретической основой описания процессов переноса в двухфазной среде являются фундаментальные законы сохранения и равновесия. При известных значениях площади межфазной поверхности и функции ее распределения в рабочем объеме колонны дифференциальные уравнения переноса следует записать для каждой фазы отдельно с условиями сопряжения на границе раздела фаз. Однако, в колонне с неупорядоченной насадкой распределение межфазной поверхности неизвестно. Поэтому в данной работе используется подход, когда система уравнений переноса записывается для ядра сплошной фазы, а влияние дисперсной учитывается в виде источников, совместно с потоковыми соотношениями и условиями равновесия [5].

В осесимметричной двумерной постановке стационарные уравнения переноса импульса, массы и тепла в сплошной (паровой) фазе в цилиндрических координатах (для слоя насадки в колонне) имеют вид [18]:

$$\rho_G u\frac{\partial u}{\partial z}+\rho_G v\frac{\partial u}{\partial r}=-\frac{\partial p}{\partial z}+\frac{\partial}{\partial z}\left(\left(\mu_G+\mu_{TG_z}\right)\frac{\partial u}{\partial z}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\left(\mu_G+\mu_{TG_R}\right)\,r\frac{\partial u}{\partial r}\right)+r_{pz}, \quad (1.87)$$

$$\rho_G u\frac{\partial v}{\partial z}+\rho_G v\frac{\partial v}{\partial r}=-\frac{\partial p}{\partial r}+\frac{\partial}{\partial z}\left(\left(\mu_G+\mu_{TG_z}\right)\frac{\partial v}{\partial z}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\left(\mu_G+\mu_{TG_R}\right)\,r\frac{\partial v}{\partial r}\right)+r_{pz}, \quad (1.88)$$

$$\frac{\partial\left(\rho_G u\right)}{\partial z}+\frac{\partial}{r\partial r}\left(rv\rho_G\ \right)=0\ , \quad (1.89)$$

$$u\frac{\partial Y}{\partial z}+v\frac{\partial Y}{\partial r}=\frac{\partial}{\partial z}\left(\left(D_G+D_{TG\ z}\right)\frac{\partial Y}{\partial z}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\left(D_G+D_{TG_R}\right)r\frac{\partial Y}{\partial r}\right)+r_y, \quad (1.90)$$

$$u\frac{\partial H_G}{\partial z}+v\frac{\partial H_G}{\partial r}=\frac{\partial}{\partial z}\left(\left(\lambda_G+\lambda_{TG_z}\right)\frac{\partial T_G}{\partial z}\right)+\frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(\left(\lambda_G+\lambda_{TG_R}\right)r\frac{\partial T_G}{\partial r}\right)+r_t, \quad (1.91)$$

где u, v – составляющие скорости пара в вертикальном (Z) и радиальном (R) направлениях; Y – концентрация компонента в паровой фазе; H_G, T_G – энтальпия и температура пара; μ_G, D_G, λ_G – коэффициенты молекулярного и $\mu_{TG}, D_{TG}, \lambda_{TG}$ – турбулентного обмена импульсом, массой и теплом; ρ_G – плотность пара; p – давление; $H_G = f(T_G); \rho_G = f(P, T_G)$.

К уравнениям (1.87–1.91) назначаются соответствующие краевые условия в насадочной секции аппарата:

$z = 0, u = W_0, Y = Y_0, T_G = T_{G0}, p = p_0$ (на входе);

z = H, $\partial u/\partial z = 0$, $\partial Y/\partial z = 0$, $\partial T_G/\partial z = 0$, (на выходе);

$r = 0$, $\partial u/\partial r = 0$, $\partial Y/\partial r = 0$, $\partial T_G/\partial r = 0$ (на оси симметрии колонны);

$r = D_K/2$, $u = 0$, $v = 0$, $\partial Y/\partial r = 0$, $\partial T_G/\partial r = 0$, $\frac{\partial p}{\partial r} = \frac{1}{r}\frac{\partial}{\partial r}(\mu_G r \frac{\partial v}{\partial r})$ (на стенке колонны).

Взаимодействия фаз в уравнениях (1.87)–(1.91) учитываются характеристиками турбулентного обмена μ_G, D_G, λ_G и источниками r_p, r_y и r_t.

Уравнение массопереноса (1.90) записано для бинарной смеси, так как при моделировании разделения углеводородных смесей обычно используется прием разбивки непрерывной смеси на условные компоненты со средней температурой кипения фракции.

В результате проведенных оценок установлено, что источник импульса в поперечном направлении r_{PR} значительно меньше остальных членов уравнения (1.88), и им можно пренебречь.

Источник импульса r_{pz} в уравнении (1.87) имеет вид:

$$r_{pz} = \frac{\Delta J}{V_G} = \frac{\gamma \Delta U F \rho_G}{V_G} \quad , \tag{1.92}$$

где ΔJ – количество импульса, переданное из паровой фазы в жидкую (сила гидродинамического взаимодействия), Па $\cdot$ м^2; γ – коэффициент переноса импульса, м/с; ΔU – движущая сила переноса импульса, м/с; F – площадь межфазной поверхности в насадочном слое, м^2; V_G – объем сплошной фазы в насадочном слое, м^3.

Источник r_y определяет поток массы δM распределяемого компонента, переходящий через границу раздела фаз в единице объема сплошной фазы δV_G,

$$r_y = \frac{\delta M}{\delta V_G}\ ,\ \delta M = \beta_{vG}\delta V_G\left(Y - Y_{\text{гр}}\right) = \beta_{vL}\delta V_G\left(X_{\text{гр}} - X\right), \qquad (1.93)$$

где β_{vG}, β_{vL} – объемные коэффициенты массоотдачи в паровой и жидкой фазах, кг/м^3· с; Y, X – концентрации компонента в паровой и жидкой фазах, мол. доли; $Y_{\text{гр}}, X_{\text{гр}}$ – концентрации компонента на межфазной поверхности; $Y_{\text{гр}} = f(X_{\text{гр}})$.

Источник r_t определяет поток тепла δQ, переданного через межфазную поверхность в единице объема паровой фазы δV_G:

$$r_t = \frac{\delta Q}{\delta V_G}\ ,\ \delta Q = \alpha_{vG}\delta V_G\left(T_G - T_{\text{гр}}\right) = \alpha_{vL}\delta V_G\left(T_{\text{гр}} - T_L\right), \quad (1.94)$$

где α_{vG}, α_{vL} – объемные коэффициенты теплоотдачи в паровой и жидкой фазах, Вт/м^3·К; T_G, T_L – температуры в фазах, K; $T_{\text{гр}}$ – температура на межфазной поверхности, К.

Система уравнений (1.87)–(1.91) дополняется соотношениями баланса массы и тепла в фазах

$$d(LX) = -d(GY)\ , \qquad d(LH_L) = d(GH_G). \qquad (1.95)$$

Для определения в уравнениях (1.87)–(1.91) характеристик турбулентного обмена принято, что данные коэффициенты в ядре потока имеют примерно одинаковые значения в каждом из каналов, образованных насадочными элементами и стекающей пленкой жидкости. Тогда в радиальном направлении среднее значение μ_T находится на основе использования известного выражения для турбулентного пограничного слоя (при r = δ):

$$\mu_{TG_R} = \rho_G \chi \delta u_*, \qquad (1.96)$$

где u_* – динамическая скорость; δ – средняя толщина турбулентного пограничного слоя в паровой фазе на границе с пленкой жидкости; $\chi = 0,4$ – константа Прандтля.

Динамическая скорость и толщина пограничного слоя δ находится на основе использования средней диссипации энергии парового потока в слое насадки.

Динамическая скорость определяется по выражению [87,88]:

$$u_* = 1,8\left(\frac{\varepsilon \nu_г}{\rho_г}\right). \qquad (1.97)$$

Средняя скорость диссипации энергии в выражении (1.97) записывается через перепад давления в орошаемом канале (насадке):

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\Delta p_{г\text{-}ж}}{V_S}\frac{G}{\rho_г}, \qquad (1.98)$$

где V_S – свободный объем насадки, м^3, G – расход газа, кг/с, $\Delta p_{г-ж}$ – перепад давления, Па;

В вертикальном направлении в качестве характерного размера турбулентных пульсаций принят эквивалентный диаметр насадки. Тогда среднее значение μ_T записано в виде $\mu_{TGz} \approx V' d_Э$, где V' – пульсационная скорость, м/с.

Коэффициенты массо- и теплоотдачи в источниках (1.93), (1.94) вычисляются по уравнениям, полученным на основе использования модели диффузионного пограничного слоя Ландау–Левича [5, 18] (см. главу 4).

Представленная система уравнений (1.87)–(1.91), является замкнутой. Решение этой системы может быть выполнено различными численными методами. Результаты решения, обобщенные в виде высоты эквивалентной теоритической тарелки (ВЭТТ), представлены на рис. 1.15 и 1.16, [18, 84–86].

Из решения системы уравнений (1.87)–(1.91) находятся поля скоростей парового потока, концентраций компонентов и температур. Конструкция и характеристики насадочных элементов учитываются при расчете коэффициентов турбулентного обмена и источниковых членов. Конечной целью расчета является определение концентраций компонентов на выходе с насадочного слоя. Изменяя конструктивные и режимные

характеристики насадочной колонны, выбирают тот вариант, который обеспечивает заданное качество разделения.

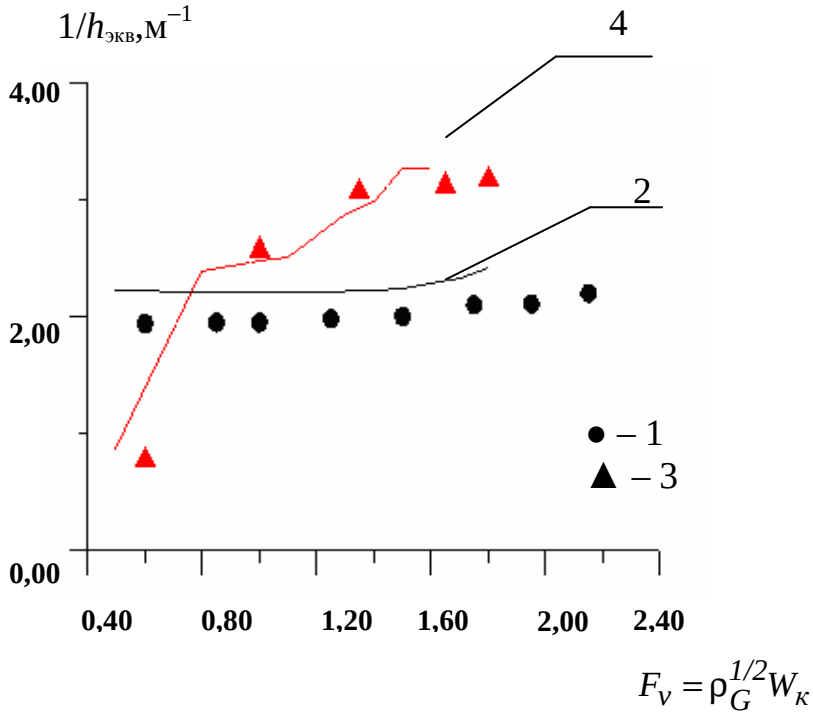


Рис. 1.15. Зависимость ВЭТТ от фактора скорости F_v. Ректификация смеси метанол–этанол в насадочной колонне: 1, 3 – эксперимент; 2, 4 – расчет: (L/G = 1, D_k = 0,5 м, H = 2 м: 1, 2 – кольца Палля 50 мм; 3, 4 – кольца Палля 25 мм)

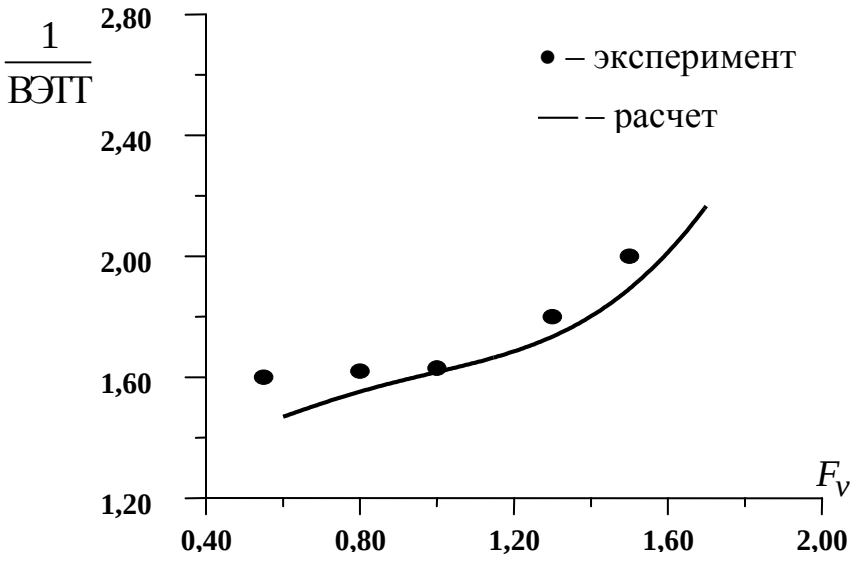


Рис. 1.16. Зависимость ВЭТТ от фактора скорости F_v. Ректификация смеси метанол–этанол в насадочной колонне. D_k = 0,5 м, H = 2 м, L/G = 1, кольца Рашига 50×50

Диффузионная модель насадочного слоя

Для сокращения времени расчета промышленных насадочных колонн ниже рассмотрена одномерная диффузионная модель.

Математическое описание процессов в насадочной колонне состоит из системы дифференциальных уравнений, описывающей распределение концентраций в потоках пара и жидкости. При этом в рассматриваемых ниже соотношениях принимается, что межфазный перенос определяется эквимолярным массообменом, что приводит к постоянству потоков пара и жидкости по высоте колонны.

В предположении, что в потоках пара и жидкости существует продольное перемешивание, описание колонны включает следующие дифференциальные уравнения, характеризующие распределение концентраций в потоке по высоте насадки с использованием диффузионной модели структуры потоков [89]:

$$\frac{dy_i}{dz} = \frac{S}{G}\sum_{j=1}^{n-1} K_{ij}^{G}\left(y_j^{*} - y_j\right) + \frac{d_э}{\mathrm{Pe}_G}\frac{d^2 y_i}{dz^2}, \qquad i = 1...n-1, \tag{1.99}$$

$$\frac{dx_i}{dz} = \frac{S}{L}\sum_{j=1}^{n-1} K_{ij}^{G}\left(y_j^{*} - y_j\right) - \frac{d_э}{\mathrm{Pe}_L}\frac{d^2 x_i}{dz^2}, \; i = 1...n-1, \tag{1.100}$$

где y_i, x_i – мольные доли компонента i в паровой и жидкой фазах; n – число компонентов; K_{ij}^{G} – элемент матрицы объёмных коэффициентов массопередачи; S – площадь поперечного сечения колонны; $d_э$ – эквивалентный диаметр насадки; G – мольный расход газа; L – мольный расход жидкости, Pe_G, Pe_L – критерии Пекле для обратного перемешивания в паровой и жидкой фазах.

Система уравнений (1.99), (1.100) должна удовлетворять граничным условиям, заданным для верхнего (H) и нижнего (0) сечений насадки в колонне:

$$\begin{aligned} y_i(0_-) &= y_i(0_+) - \frac{d_э}{\mathrm{Pe}_G}\frac{dy_i(0_+)}{dz}, \qquad \frac{dy_i(H)}{dz} = 0, \; i = 1...n-1, \\ x_i(H_+) &= x_i(H_-) + \frac{d_э}{\mathrm{Pe}_L}\frac{dx_i(H_-)}{dz}, \qquad \frac{dx_i(0)}{dz} = 0, \; i = 1...n-1. \end{aligned} \tag{1.101}$$

Для расчета чисел Ре используются экспериментальные данные по обратному перемешиванию.

Матрица коэффициентов массоотдачи

Для определения матриц коэффициентов массоотдачи в жидкой и паровой фазах ниже рассмотрен следующий подход [90–92].

Основной особенностью массопереноса в многокомпонентных смесях является зависимость потока каждого компонента i от градиентов концентраций всех компонентов, что приводит к появлению матрицы коэффициентов многокомпонентной диффузии $[D]$, а также матриц коэффициентов массоотдачи $[\beta]$ и массопередачи $[K]$.

Рассмотрим общую схему получения коэффициентов массоотдачи на основе бинарной двухфазной системы [33]. Будем рассматривать ситуацию, когда основное сопротивление межфазному переносу массы сосредоточено в пограничных слоях со стороны каждой из фаз. Пусть ось оу будет направлена по нормали к поверхности раздела фаз. В этом случае для проекции потока массы на ось оу в любой точке пограничного слоя каждой из фаз будет справедливо следующее выражение:

$$j_i(y) = -D\frac{dc_i}{doy} - D_T(y)\frac{dc_i}{doy}. \qquad (1.102)$$

С другой стороны, поток массы на границе раздела фаз, то есть при y = 0, может быть записан в виде:

$$j_i(0) = \beta_i(c_{i\text{гр}} - c_{i\infty}), \qquad (1.103)$$

где $c_{i\text{гр}}$, $c_{i\infty}$ – концентрации на границе и в ядре.

Введем относительный поток массы согласно следующему определению: $j_i^*(y) = \dfrac{j_i(y)}{j_i(0)}$. Тогда, проведя соответствующую замену в уравнении (1.102), разделяя переменные, и интегрируя по толщине пограничного слоя, получим:

$$\frac{\int_{c_\infty}^{c_{гр}} dc_i}{j_i(0)} = \int_0^{\delta} \frac{j_i^*(y)dy}{\left(D + D_T(y)\right)}. \qquad (1.104)$$

Сравнивая выражения (1.103) и (1.104), приходим к следующему определению коэффициента массоотдачи:

$$\beta_i = \frac{1}{\int_0^{\delta} \frac{j_i^*(y)dy}{\left(D + D_T(y)\right)}}. \qquad (1.105)$$

Выражение (1.105) является достаточно общим, и позволяет рассчитать коэффициенты массоотдачи на основе коэффициентов молекулярной диффузии, а также известного характера изменения коэффициента турбулентной диффузии $D_T(y)$ и относительного диффузионного потока $j_i^*(y)$ в пограничном слое [5,18, 51, 93, 94]. Для массоотдачи через свободную (подвижную) поверхность контакта фаз в системах газ-жидкость, жидкость-жидкость на сегодняшний день не существует универсальных методов нахождения коэффициентов турбулентной диффузии $D_T(y)$. Поэтому для определения коэффициента массоотдачи удобно воспользоваться упрощенными моделями.

Наиболее простой является пленочная модель, где предполагается, что вблизи межфазной поверхности существует тонкая неподвижная или ламинарно движущаяся пленка толщиной $\delta_э$, в которой сосредоточено все сопротивление массоотдачи. Таким образом, эта пленка представляет собой диффузионный пограничный слой. Предполагается также неизменность диффузионного потока поперек слоя $j_i^*(y) = 1$. Тогда из (1.105) имеем:

$$\beta_i = \frac{1}{\int_0^{\delta_э} \frac{dy}{D}} = \frac{D}{\delta_э}. \qquad (1.106)$$

Параметром модели является эффективная толщина пленки $\delta_э$, которая в рамках самой модели не определяется, что является существенным недостатком. Кроме того, соотношением (1.106)

устанавливается линейная связь коэффициентов массоотдачи и молекулярной диффузии, что для многих случаев не подтверждается на практике. Устранить этот недостаток можно, предположив зависимость $\delta_э$ от D. Данная модель является слишком упрощенной и пригодна, в основном, лишь для качественного анализа.

Более реалистичные моделями массоотдачи являются известные модели Ландау–Левича, проницания, обновления поверхности. Решения [5, 18, 19, 47, 92–94] полученные по этим моделям, дают следующую зависимость коэффициента массоотдачи от молекулярной диффузии в жидкой фазе: $\beta \sim D^{0,5}$. Эта зависимость подтверждается многочисленными экспериментальными исследованиями пленочного течения в режиме слабого и сильного взаимодействия с газовым потоком, а также для барботажного слоя и ряда других двухфазных сред. Очевидно, что приведенные выше модели можно распространить и на многокомпонентные смеси.

Проведенный анализ метода получения коэффициентов массоотдачи позволяет выявить одну важную для дальнейшего рассмотрения особенность. Она заключается в том, что при переходе к многокомпонентным системам можно использовать модели массоотдачи, параметры которых идентифицированы по бинарным системам. Таким образом, для определения матрицы коэффициентов массоотдачи необходимо обобщить полученные уравнения на многокомпонентный случай с учетом матрицы коэффициентов молекулярной диффузии.

Рассмотрим выражение для потока массы в многокомпонентных системах:

$$j_i\,(y) = -\sum_{j=1}^{n-1} D_{ij}\,\frac{dc_j}{dy} - D_T\,(y)\sum_{j=1}^{n-1} a_{ij}\,\frac{dc_j}{dy}, \qquad i = 1, n-1$$

или в матричном виде:

$$\vec{j}\,(y) = -([D] + D_T\,(y)[A])\frac{d\vec{c}}{dy}, \qquad (1.107)$$

где $[D]$ и $[A]$ – квадратные матрицы размерностью $(n-1)\times(n-1)$; $\vec{j}$ и $\vec{c}$ – вектора размерностью $(n-1)$. Здесь и далее для обозначения матрицы будут использоваться буквы в квадратных скобках [ ], для вектора – буквы со стрелочкой $\rightarrow$.

Следуя методу, рассмотренному ранее, введем диагональную матрицу относительных потоков компонентов согласно следующему определению:

$$\vec{j}(y) = \left[J^*(y) \right] \vec{j}(0). \qquad (1.108)$$

Подставим (1.108) в (1.107), разделим переменные и проинтегрируем по толщине диффузионного пограничного слоя:

$$\left(\int_0^{\delta} \left[[D] + D_T(y)[A] \right]^{-1} \left[J^*(y) \right] dy \right) \vec{j}(0) = \int_{c_\infty}^{c_{\text{гр}}} d\vec{c},$$

$$\vec{j}(0) = \left(\int_0^{\delta} \left[[D] + D_T(y)[A] \right]^{-1} \left[J^*(y) \right] dy \right)^{-1} (\vec{c}_{\text{гр}} - \vec{c}_\infty).$$

Выражение для потока на границе запишем в виде

$$\vec{j}(0) = [\beta](\vec{c}_{\text{гр}} - \vec{c}_\infty),$$

откуда:

$$[\beta] = \left(\int_0^{\delta} \left[[D] + D_T(y)[A] \right]^{-1} \left[J^*(y) \right] dy \right)^{-1}. \qquad (1.109)$$

Для определения матрицы коэффициентов массоотдачи по выражению (1.109) необходимо использовать одну из упрощенных моделей массоотдачи. Например, для частного случая пленочной модели массоотдачи явный вид матрицы коэффициентов массоотдачи определяется достаточно просто:

$$[\beta] = [D] / \delta_{\text{э}}.$$

Анализ работ по применению различных моделей массоотдачи для многокомпонентных смесей показывает, что итоговые соотношения для коэффициентов массоотдачи получаются аналогичными выражениям,

полученным для бинарных систем. Так например, в работах [19, 95] показано, что модель обновления поверхности приводит в многокомпонентном случае к выражению коэффициента для жидкой фазы:

$$[\beta_L] = A_L \sqrt{[D_L]}. \qquad (1.110)$$

Для массоотдачи в газовой фазе, при ее турбулентном движении в насадочных слоях, на сегодняшний день не существует надежных моделей. Обобщение большого числа экспериментальных данных по бинарным системам показывает, что в этом случае β_G зависит от $D_G^{2/3}$, а критериальное выражение для вычисления коэффициента массоотдачи обычно записывают в следующем известном виде:

$$\mathrm{Nu} = c\mathrm{Re}^m \left(\mathrm{Pr}\right)^{1/3}. \qquad (1.111)$$

Допуская, по аналогии с жидкой фазой, что для многокомпонентного массопереноса в газовой фазе функциональная зависимость (1.110) не изменится, тогда можно записать:

$$[\beta_G] = A_G [D_G]^{2/3}. \qquad (1.112)$$

Коэффициенты в выражениях (1.110), (1.111) зависят от физико–химических свойств систем, гидродинамики в аппарате и характеристик кантатных устройств.

В качестве примера ниже рассмотрен подход определения данных коэффициентов для регулярной гофрированной насадки IRG (Инжехим) (рис. 1.17). Значения критериев Рейнольдса для регулярной насадки IRG при рабочих нагрузках в колонне, показывают, что режим движения паровой фазы турбулентный, а жидкой – лежит в переходной области. Для насадки типа, подобного IRG, выражения для множителей были получены из эксперимента [96] по массообмену при ректификации бинарной смеси углеводородов. Для массоотдачи в жидкой фазе это следующие соотношения:

$$A_L = 2\left(\frac{L}{0,9\times\pi\varepsilon_{\text{св}}\delta a_v S d_{\text{э}}\sin\ \alpha}\right)^{0,5}, \quad \delta = \left(\frac{\varepsilon_{\text{св}} L\mu_L}{S\rho_L g\sin\ \alpha}\right)^{1/3}, \qquad (1.113)$$

$$d_э = \frac{\frac{(bh-2\delta s)^2}{bh}}{\sqrt{\frac{(bh-2\delta s)^2}{2h}+\frac{(bh-2\delta s)^2}{b}+\frac{bh-2\delta s}{2h}}}, \qquad (1.114)$$

где ρ_L – плотность жидкости, μ_L – вязкость жидкости, g – ускорение свободного падения, $\varepsilon_{св}$ – свободный объём насадки, a_v – удельная поверхность насадки, α, b, h, s – геометрические параметры насадки, δ – толщина пленки жидкости, м.

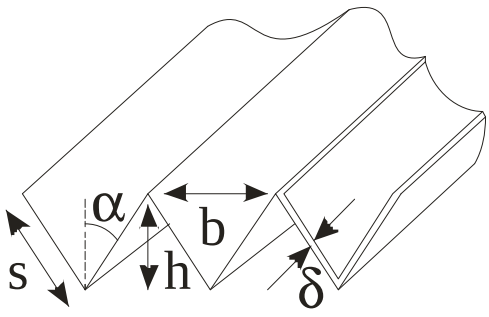


Рис. 1.17. Вид насадки IRG (Инжехим)

Для газовой фазы результаты эксперимента [80] были обработаны и найдены параметры уравнения (1.111): $c = 0,057$, $m = 0,75$. Далее, после несложных преобразований, получено значение коэффициента в выражении (1.112):

$$A_G = \frac{0,057 a_v \left(\frac{4G\rho_G}{a_v S \mu_G}\right)^{\frac{3}{4}} \left(\frac{\mu_G}{\rho_G}\right)^{\frac{1}{3}}}{4\varepsilon_{св}}, \qquad (1.115)$$

Зная матрицу коэффициентов массоотдачи, несложно получить матрицу коэффициентов массопередачи. Запишем потоки на границе раздела двух фаз:

$$j(0) = [\beta_L](\vec{c}_x^{\,гр} - \vec{c}_x^{\,\infty}), \qquad (1.116)$$

$$\vec{j}(0) = [\beta_G](\vec{c}_y^{\,\infty} - \vec{c}_y^{\,гр}). \qquad (1.117)$$

Если предположить, что на границе раздела концентрации в фазах равны равновесным, то:

$$\vec{c}_y^{\,\text{гр}} = [Mr]\ \vec{c}_x^{\,\text{гр}}, \qquad (1.118)$$

где $[Mr]$ – матрица коэффициентов распределения.

Выразим $\vec{c}_x^{\,\text{гр}}$ из (1.118), подставим в (1.116), разрешим уравнения (1.116), (1.117) относительно разности концентраций и сложим, а затем решим относительно потока

$$\vec{c}_x^{\,\text{гр}} = [Mr]^{-1}\vec{c}_y^{\,\text{гр}},$$

$$[Mr][\beta_L]^{-1}\ \vec{j}(0) = (\vec{c}_y^{\,\text{гр}} - [Mr]\vec{c}_x^{\,\infty}),$$

$$[\beta_G]^{-1}\ \vec{j}(0) = (\vec{c}_y^{\,\infty} - \vec{c}_y^{\,\text{гр}}),$$

$$\left([Mr][\beta_L]^{-1} + [\beta_G]^{-1}\right)\vec{j}(0) = (\vec{c}_y^{\,\infty} - [Mr]\vec{c}_x^{\,\text{гр}}),$$

$$\vec{j}(0) = \left[[Mr][\beta_L]^{-1} + [\beta_G]^{-1}\right]^{-1}(\vec{c}_y^{\,\infty} - \vec{c}_y^{\,*}),$$

откуда несложно получить выражение для матрицы коэффициентов массопередачи:

$$\left[K^G\right] = \left[[Mr][\beta_L]^{-1} + [\beta_G]^{-1}\right]^{-1}. \qquad (1.119)$$

В полученных уравнениях $[Mr]$ – матрица коэффициентов распределения определялась:

$$Mr_{ij} = \frac{\alpha_i\left(1 + \sum_{j=1}^{K-1}(\alpha_j - 1)x_j\right) - \alpha_i(\alpha_i - 1)x_i}{\left(1 + \sum_{j=1}^{K-1}(\alpha_j - 1)x_j\right)^2}, \qquad (i = 1,2,...,K-1),$$

$$Mr = \frac{\alpha(\alpha - 1)x}{(1+(\alpha-1)x)}, \qquad (i \neq j;\ i = 1,2,...,K-1),$$

где α_i – коэффициент относительной летучести компонента i.

Для нерегулярной насадки коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах найдены по уравнениям, полученным на основе модели диффузионного пограничного слоя в работах [5, 18]. Выполним аналогичную замену коэффициентов бинарной диффузии на матрицу коэффициентов многокомпонентной диффузии.

Уравнение для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе получит вид:

$$[\beta_G] = 0,013 \frac{\left(\bar{\varepsilon}_{G-L} \frac{\nu_G}{\rho_G}\right)^{0,25} [D_G]^{2/3}}{\nu_G^{2/3} Q_{ж}^{0,4}}, \qquad (1.120)$$

$$Q_{ж} = \frac{L}{S_к \rho_L},$$

где $\bar{\varepsilon}_{G-L}$ – средняя диссипация энергии, Вт/м^3; $Q_{ж}$ – плотность орошения, м^3/(м^2 с); ν_G – коэффициент кинематический вязкости газа, м^2/с; L – массовый расход жидкости в колонне кг/с, $S_к$ – площадь поперечного сечения колонны, м^2.

По определению, средняя диссипация энергии газового потока ε_{G-L} в слое насадки равна (при H = 1 м):

$$\varepsilon_{G-L} = \frac{\Delta p'_{G-L} W}{\varepsilon_{св} - \delta_L}, \qquad \delta_L = \delta_{Lст} + \delta_{Lд}, \qquad (1.121)$$

где δ_L – количество удерживаемой жидкости в насадке, м^3/м^3; $\delta_{Lст}$, $\delta_{Lд}$ – статическая и динамическая составляющие удерживающей способности насадки, соответственно; $\Delta p'_{G-L}$ – составляющая перепада давления $\Delta p'_{op}$ в орошаемой насадке высотой 1 метр, вызванная наличием жидкой фазы. В случае, когда коэффициент смачиваемости поверхности $\Psi_м$ < 1, что имеет

место при пленочном режиме работы, справедливо приближенное соотношение

$$\Delta p'_{G-L} = \Delta p'_{\text{ор}} - \Delta p'_{\text{сух}}\left(1-\psi_{\text{м}}\right), \tag{1.122}$$

где $\psi_{\text{м}}$ – коэффициент смачиваемости, выражающий отношение поверхности, смоченной жидкостью, к геометрической поверхности насадки [97]

$$\psi_{\text{м}} = 1-\exp\left(-0{,}16\text{Re}_L^{0{,}4}\right), \tag{1.123}$$

$$\text{Re}_L = \frac{4Q_{\text{ж}}\rho_L}{a_v\mu_L},$$

где Re_L – критерий Рейнольдса для жидкости, a_v – удельная поверхность насадки м^2/м^3.

Коэффициэнт массоотдачи в жидкой фазе при безволновом пленочном течении на нерегулярной насадке запишется в форме [5,18]:

$$[\beta_L] = 0{,}68\sqrt{\frac{Q_{\text{ж}}a_v\psi_{\text{м}}}{\varepsilon_{\text{св}}\delta_{L\text{д}}}}[D]^{1/2}, \tag{1.124}$$

где $\varepsilon_{\text{св}}$ – удельный свободный объем насадки; $\delta_{L\text{д}}$ – динамическая задержка жидкости.

Из решения системы уравнений диффузионной модели (1.100)–(1.101) находятся поля концентрации компонентов многокомпонентной смеси в паровой и жидкой фазах по высоте насадочной колонны. При известных полях концентрации и условий равновесия можно найти число теоретических тарелок и высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ) для заданного типа насадки и режимных параметров работы колонны.

Следует отметить, что нефтегазовая смесь состоит из более сотни различных компонентов. Поэтому в расчетах [89] она разбивалась на фракции, отличающиеся по температурам кипения на 10°. Расчет выполняется для 25–30 основных фракций. Но, даже в такой постановке, операции с матрицами достаточно сложны и занимают много машинного времени. Поэтому основной целью представленного выше алгоритма

является расчет профилей концентраций и определение высоты слоя насадки, обеспечивающей требуемую степень разделения. Кроме того, эти данные позволяют определить ВЭТС для выбранной насадки и заданного режима работы колонны. При известном значении ВЭТС новой насадки быстрый дальнейший расчет колонн можно выполнять на основе использования известного потарелочного расчета (по теоретическим тарелкам).

Сравнение данных расчета с промышленными экспериментами позволяет сделать вывод, что полученная модель адекватно описывает процесс ректификации нефтегазоконденсатных смесей в насадочных колоннах, позволяет выявить особенности многокомпонентного массопереноса, и учесть их при проектировании и модернизации колонных аппаратов.

1.5. Алгоритм потарелочного расчета сложной колонны

Для определения числа теоретических тарелок в ректификационных колоннах, ниже рассмотрен алгоритм (рис. 1.18) с уравнениями математической модели потарелочного расчета, построенными на основе законов сохранения массы и тепла в интегральной форме [22, 23].

Известно, что непрерывная углеводородная смесь ведет себя как идеальный раствор, так как входящие в ее состав азеотропообразующие компоненты не оказывают сильного влияния на летучесть получаемых фракций. В связи с чем, процессы перегонки и ректификации непрерывных смесей рассчитывают, используя законы идеальных растворов.

Другое известное допущение, применяемое в расчетах, заключается в использовании дифференциального метода представления состава непрерывной смеси. Исходная многокомпонентная смесь представлена в виде дискретного ряда узких углеводородных фракций с определенными температурами кипения. На каждой тарелке рассматриваются два граничных условных компонента со средней температурой кипения фракции. Обычно число фракций составляет 25–30.

Исходными данными для расчета являются: число реальных тарелок в колонне n; номер тарелки ввода питания n_f; номер тарелки бокового отбора; номер тарелки циркуляционного орошения $n_{ц1}$; фракционный состав, расход и температура питания; доля отбора от мольного расхода питания: дистиллята β_D; бокового отбора $\beta_{р1}$; давление верха колонны $P_в$; конечная температура и расход циркуляционного орошения $L_ц$.

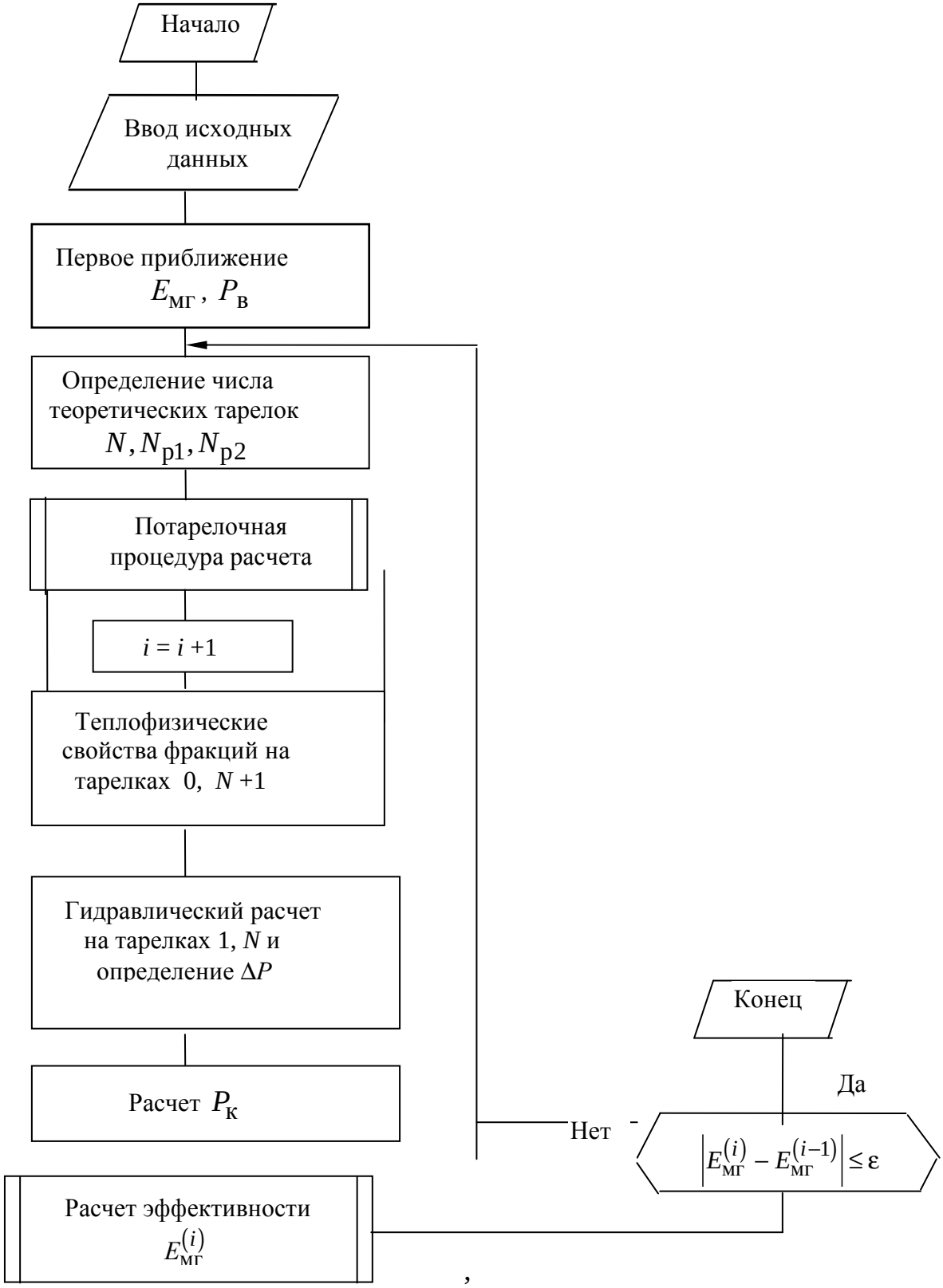


Рис. 1.18. Блок-схема алгоритма моделирования разделения смеси в колонне

Задается первое приближение эффективности в колонне $E_{\text{мг}}$. Определяется число теоретических тарелок:

$$N = nE_{\text{мг}} ,$$

находится номер тарелки питания

$$N_f = n_f E_{\text{мг}} ,$$

номер тарелки бокового отбора

$$N_{\text{р1}} = n_{\text{р1}} E_{\text{мг}} ,$$

номер тарелки циркуляционного орошения

$$N_{\text{ц1}} = n_{\text{ц1}} E_{\text{мг}} .$$

В результате потарелочной процедуры расчета определяются концентрации компонентов и температур на теоретических тарелках колонны; потоки пара и жидкости на тарелках; расходы продуктов разделения.

Для тарелок этих колонн по рассчитанным составам и температурам находятся теплофизические константы фракций в паре и жидкости.

Гидравлический расчет на тарелках и в слое насадки позволяет определить сопротивление орошаемой колонны и давление куба колонны $P_{\text{к}}$.

По полученным данным производится расчет значения эффективности $E_{\text{мг}}$.

Критерием окончания моделирования является выполнение условия

$$\left[E_{\text{мг}}^{(i)} - E_{\text{мг}}^{(i-1)} \right] \le \varepsilon ,$$

где ε – требуемая точность расчета.

В результате находятся составы и расходы продуктов разделения, давление куба колонны.

В основу использованного алгоритма потарелочного расчета процесса многокомпонентной ректификации положена методика Тиле и

Геддеса, способ независимого определения концентраций и концепция «теоретической тарелки» [22].

Исходные параметры для расчета:

− количество F и фракционный состав исходной смеси $x_{f,i}$ (i = 1,2,...m), где m – число узких фракций нефти;

− число теоретических тарелок N, номер тарелки питания N_f, номер тарелки бокового отбора $N_{\text{р1}}$;

− номер тарелки $N_{\text{ц1}}$, конечная температура и расход циркуляционного орошения $L_{\text{ц}}$;

− флегмовое число R;

− давление верха и куба колонны.

В результате расчета, то есть решения системы уравнений материального и теплового баланса находятся расходы и фракционные составы продуктов разделения, отбираемых из колонны.

При моделировании были приняты следующие допущения:

1. В качестве структуры потока жидкости на тарелке принято идеальное перемешивание.

2. Пар движется по колонне в режиме идеального вытеснения.

3. Пар покидает тарелку с концентрацией, равновесной по отношению к жидкости на этой тарелке, то есть используется концепция «теоретической тарелки».

Ниже приведены уравнения математической модели процесса в соответствии с принятыми допущениями:

– покомпонентный баланс для дефлегматора

$$\left.\begin{aligned} v_{1,i} &= \left(\frac{L_0}{D}\right) d_i + d_i \\ l_{1,i} &= \frac{L_1}{K_{1,i} V_i} v_{1,i} \end{aligned}\right\} \qquad i = 1,2,...m, \tag{1.125}$$

– верх колонны до отбора фракции 180–340 °С :

$$\left.\begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned}\right\} \qquad \begin{aligned} &i = 1,2,...m, \\ &j = 2,3,..., N_{\text{р1}} + 2, \end{aligned} \tag{1.126}$$

– для секции колонны от отбора фракции 180–340 °С до тарелки питания:

$$w_{1,i}^{*} = \frac{W_1^{*}}{L_{N\text{p}2}} l_{N\text{p}1,i} \qquad i = 1,2,...m, \tag{1.127}$$

$$\left.\begin{aligned} v_{N\text{p}1+2,i} &= l_{N\text{p}1+1,i} + d_i + w_{1,i}^{*} \\ l_{N\text{p}1+2,i} &= \frac{L_{N\text{p}1+2}}{K_{N\text{p}1+2,i}} v_{N\text{p}1+2,i} \end{aligned}\right\} \quad i = 1,2,...m, \tag{1.128}$$

$$\left.\begin{aligned} v_{j,i} &= l_{j-1,i} + d_i + w_{1,i}^{*} \\ l_{j,i} &= \frac{L_j}{K_{j,i} V_j} v_{j,i} \end{aligned}\right\} \quad \begin{aligned} &i = 1,2,...m, \\ &j = N_{\text{p}2} + 2, N_{\text{p}2} + 3,..., \\ &N_f - 1, \end{aligned} \tag{1.129}$$

– уравнения покомпонентного баланса для тарелок укрепляющей секции колонны:

$$\left.\begin{aligned} l_{j,i} &= \frac{K_{N+1,i} V_{N+1}}{B} b_i + b_i \\ \bar{v}_{N,i} &= \frac{K_{N,j} V_N}{L_N} l_{j,i} \end{aligned}\right\} \qquad i = 1,2,...m, \tag{1.130}$$

$$\left.\begin{aligned} l_{j-1,i} &= v_{j,i} + b_i \\ \bar{v}_{j-1,i} &= \frac{K_{j-1,j} V_{j-1}}{L_{j-1}} l_{j-1,i} \end{aligned}\right\} \qquad \begin{aligned} &i = 1,2,...m, \\ &j = N-1, N-2,..., N_f - 1, \end{aligned} \tag{1.131}$$

где $v_{j,i}$, $l_{j,i}$ – поток i-й фракции в паре и жидкости на j-й тарелке; L_i – поток жидкости, поднимающейся с j-й тарелки; V_i – поток пара, поднимающейся с j-й тарелки; $K_{j,i}$ – константа равновесия для i-й фракции на j-й тарелке; D, d_i, B, b_i, – общие и покомпонентные расходы дистиллята и кубового продукта; $W_1^{*}, w_{1,i}^{*}$, – общие и покомпонентные расходы бокового отбора колонны.

Общие потоки пара V_i и жидкости L_i определяются из теплового баланса ступеней разделения и колонны.

Для этого рассчитывается количество тепла, отбираемое в воздушных конденсаторах-холодильниках:

$$Q_{\text{охл}} = (L_0 + D)\Delta H_{v0} + (L_0 + D)(h_{0\text{н}} - h_{0\text{к}}) , \qquad (1.132)$$

где $h_{0\text{н}}, h_{0\text{к}}$ – энтальпия жидкой фазы при температуре конденсации и температуре смеси на выходе из конденсатора-холодильника $t_{\text{фл,к}}$; ΔH_{v0} – удельное тепло конденсации смеси: $\Delta H_{v0} = H_1 - H_{0\text{н}}$.

Для укрепляющей части колонны определяются мольные потоки пара и жидкости:

$$\left.\begin{aligned} L_{j-1} &= \frac{Q_{\text{охл}} + Dh_{0,\text{к}} - DH_j}{H_j - h_{j-1}} \\ V_j &= L_{j-1} + D \end{aligned}\right\} \quad j = 1,2,\ldots,N_{\text{р}1}+1, \qquad (1.133)$$

$$Q_{\text{ц.о.}} = L_{\text{ц}}(h_{\text{ц.о.}} - h_{\text{ц.к.}}),$$

если $j \geq N_{\text{ц}1}$, то

$$\left.\begin{aligned} L_{j-1} &= \frac{Q_{\text{охл}} + Dh_{\text{о.к.}} + Q_{\text{ц.о.}} + DH_j}{H_j - h_{j-1}} \\ V_j &= L_{j-1} + D \end{aligned}\right\} \quad j = 1,2,\ldots,N_{\text{р}1}+1, \qquad (1.134)$$

где H_j, H_j – энтальпия пара и жидкости с j-й тарелки.

Рассчитывается тепло, поступающее в колонну горячей струей из печи:

$$Q_R = W_1^* h_{\text{р}1} + Dh_{0,\text{к}} + Q_{\text{охл}} + Bh_{N+1} + Q_{\text{ц.о.}} - Fh_F , \qquad (1.135)$$

где h_F – энтальпия исходной смеси.

Расход жидкости и пара в нижней секции колонны и для тарелки питания определяется по формулам:

$$\left.\begin{aligned} V_j &= \frac{B\left(h_{j-1}-h_{N+1}\right)+Q_R}{H_j-h_{j-1}} \\ L_{j-1} &= V_j + L_{N+1} \end{aligned}\right\} \quad j = N+1, N, ..., N_f+1, \qquad (1.136)$$

$$V_{N_f} = \frac{B\left(h_{N_f-1}-h_{N+1}\right)+L_F h_F - L_F h_{N_f-1}+Q_R}{H_{N_F}-h_{N_F-1}} \ . \qquad (1.137)$$

Фазовое равновесие описывается уравнением Дальтона–Рауля:

$$y^*_{j,i} = K_{j,i} x_{j,i} \ . \qquad (1.138)$$

Константы фазового равновесия компонентов $K_{j,i}$ определяются как отношение давления насыщенных паров компонентов $P^*_{i,j}$ к общему давлению на тарелке P_j:

$$K_{j,i} = \frac{P^*_{j,i}}{P_j} \ , \qquad (1.139)$$

где $P^*_{i,j}$ – находится по формуле Ашворта или Максвелла.

1.6. Метод потарелочного расчета массообменно-реакционного процесса в колонных аппаратах

Массообменные процессы, совмещенные с химической реакцией занимают важное место в нефтехимической промышленности [98–109]. Традиционное проектирование колонных аппаратов основано на потарелочной методике расчета процесса разделения. В результате расчета, от ступени к ступени определяются профили температур и концентраций компонентов по высоте аппарата. Теоретической основой при составлении балансовых соотношений являются дифференциальные уравнения баланса массы и тепла для объема dW (рис. 1.19):

$$d\left(Lx_i\right)+d\left(Vy_i\right)\pm dM_{\text{хр}.i}=0 \ , \qquad (1.140)$$

$$d\left(Lh\right)+d\left(VH\right)\pm dQ_{\text{хр}}=0 \, , \qquad (1.141)$$

где $d(Lx_i)$ – изменение потока массы *i*-го компонента в жидкой фазе; $d(Vy_i)$ – изменение потока массы *i*-го компонента в газовой фазе; $dM_{\text{хр}.i}$ – изменение потока массы *i*-го компонента в результате химических реакций; $d(Lh)$ – изменение потока тепла в жидкой фазе; $d(VH)$ – изменение потока тепла в газовой фазе; $dQ_{\text{х р}}$ – тепловой эффект химических реакций.

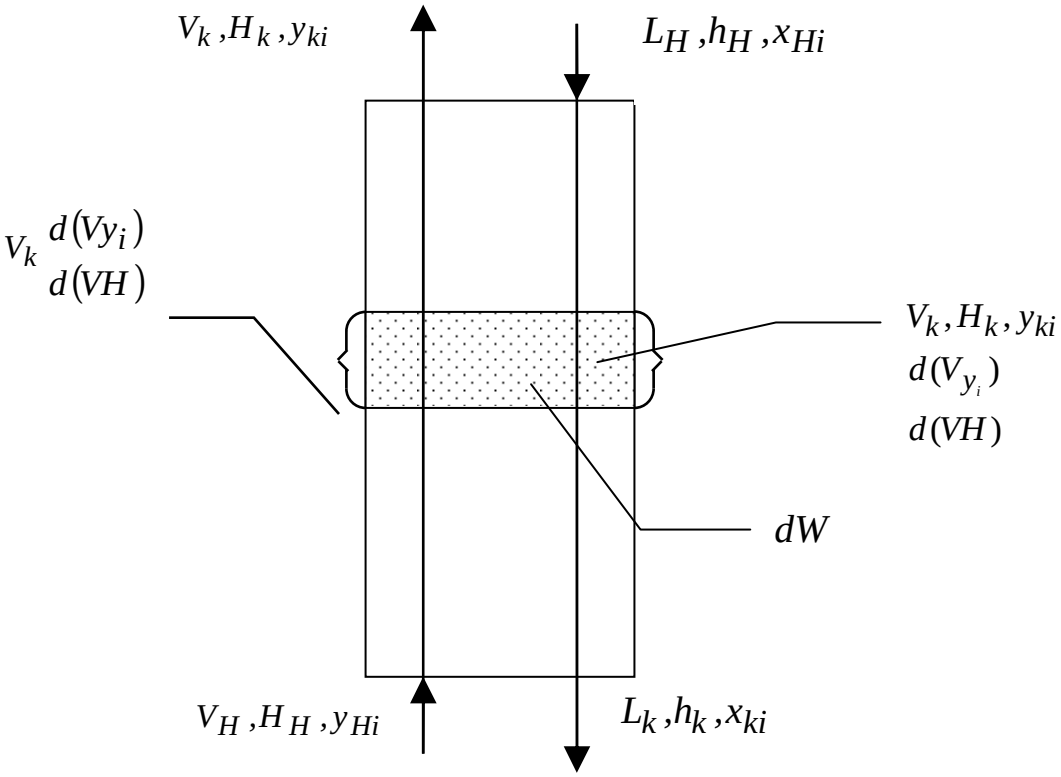


Рис.1.19. Противоточный массообменный аппарат

Известны два способа составления материального и теплового баланса в колонне, без учета химической реакции $dM_{\text{х р}.i} = 0$, $dQ_{\text{х р}} = 0$:

1. Составляются балансовые соотношения для *i*-ой ступени контакта фаз путем интегрирования уравнений (1.140), (1.141) (в сечениях входа и выхода на контактную ступень).

2. Составляются балансовые соотношения для части колонны в отпарной и укрепляющей секции интегрированием уравнений (1.140), (1.141).

Достоинством первого способа является простота и наглядность соотношений. Достоинством второго способа является устойчивость потарелочной процедуры.

Традиционно потарелочный расчет реакционно-ректификационых процессов разделения строится на соотношениях баланса полученных с учетом химических реакций путем интегрирования уравнений баланса для *i*-ой ступени контакта фаз по первому способу [102, 103].

В данной работе получены уравнения материальных и тепловых балансов с помощью второго способа, отдельно для верхней и нижней частей колонны. Составлена методика потарелочной процедуры расчета реакционно-ректификационого процесса на основе соотношений баланса.

Укрепляющая секция простой ректификационной колонны (рис. 1.20) состоит из дефлегматора и всех тарелок, расположенных выше тарелки питания. Исчерпывающая секция включает тарелку питания, все тарелки, расположенные ниже неё, и кипятильник. Тарелки нумеруются сверху вниз от верха колонны до кипятильника. В качестве исходных параметров для расчета использованы: количество поступающей на вход смеси F, кмоль/ч; мольная доля компонентов в исходной смеси $x_{F,i}$ (i = 1,2,...,m_F), где m_F – число компонентов в исходной смеси; число тарелок в укрепляющей n_1 и отпарной n_2 частях колонны; эффективность разделения в укрепляющей η_1 и отпарной η_2 частях колонны; количество дистиллята D, кмоль/ч; флегмовое число; распределение давления по колонне P_j (j = 0, 1, 2,..., N+1). Определяется число теоретических тарелок в секциях колонны и общее число теоретических тарелок:

$$N = n_1\eta_1 + n_2\eta_2 .$$

Номер тарелки питания:

$$f = N - n_1\eta_1 .$$

Для дефлегматора $j = 0$, для тарелки питания $j = f$, для кипятильника $j = N + 1$. При моделировании работы колонны приняты следующие допущения:

Идеальное перемешивание потока жидкости на тарелке.

Пар движется по колонне в режиме идеального вытеснения.

Пар уходит с тарелки с концетрацией, равновесной по отношению к жидкости на этой тарелке, то есть используется концепция «теоретической тарелки».

Куб колонны рассматривается как равновесная ступень.

Питание колонны F жидкостное при температуре кипения.

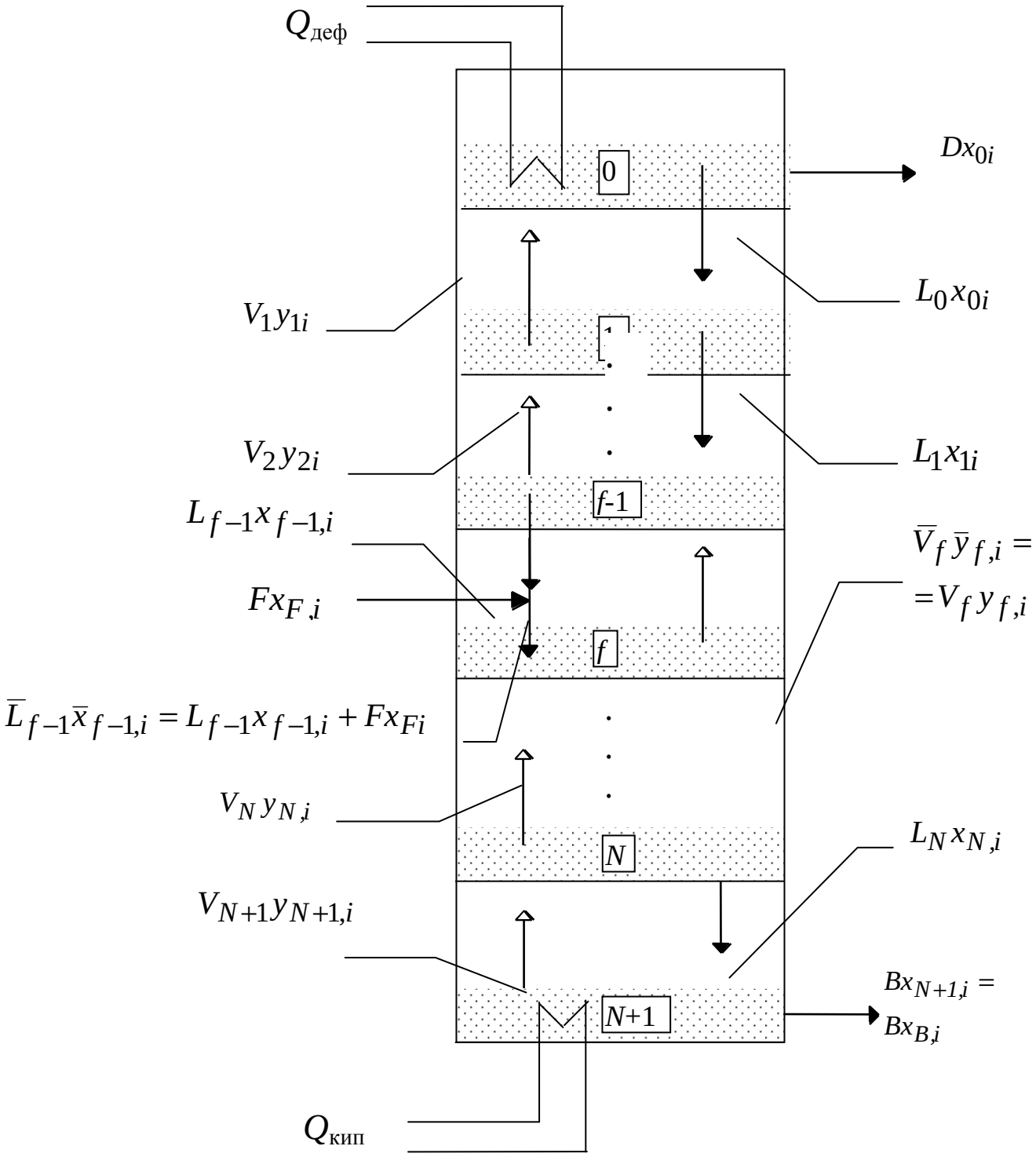


Рис. 1.20. Материальные потоки в колонне ,

Уравнения покомпонентных материальных балансов для традиционной потарелочной процедуры расчета процесса

многокомпонентной ректификации без учета химических реакций на тарелках, приведены в работах [22–26] и в разделе 1.5.

Покомпонентный материальный баланс для укрепляющей секции без учета химических реакций записывается для части колонны – от произвольной тарелки до дефлегматора:

$$V_1 y_{1,i} = L_0 x_{0,i} + D x_{0,i} \text{ (для полного дефлегматора)}, \quad (1.142)$$

$$V_j y_{j,i} = A_{j-1,i} V_{j-1} y_{j-1,i} + D x_{0,i}, \qquad j = 2,3 \ldots f, \quad (1.143)$$

где фактор разделения $A_{j-1,i} = \dfrac{L_{j-1}}{K_{j-1,i} V_{j-1}}$.

В исчерпывающей секции – от произвольной тарелки до кипятильника :

$$L_N x_{N,i} = S_{N+1,i} B x_{Bi} + B x_{Bi} \quad \text{(для кипятильника)}, \quad (1.144)$$

$$L_{j-1} x_{j-1,i} = S_{j,i} L_j x_{j,i} + B x_{Bi}, \quad j = N, N-1 \ldots f+1, \quad (1.145)$$

$$V_j y_{j,i} = S_{j,i} L_j x_{j,i}, \quad (1.146)$$

где фактор отпарки $S_{j,i} = \dfrac{K_{j,i} V_j}{L_j}$.

Предположим для укрепляющей секции, что i-ый компонент участвует в β химических жидкофазных реакциях ($\beta = 1,2,\ldots N_{x\text{р}.i}$).

Тогда, интегрируя уравнение баланса (1.140) от дефлегматора до произвольной тарелки, с учетом всех протекающих химических реакций для укрепляющей секции получим:

$$V_1 y_{1,i} = L_0 x_{0,i} + D x_{0,i} \pm V_{\text{ж.деф}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}.i}} \left(r_{\text{хр}.\beta}\right)_{j=0} \text{ (для полного дефлегматора)} \quad (1.147)$$

$$V_j y_{j,i} = A_{j-1,i} V_{j-1} y_{j-1,i} + D x_{0,i} \pm$$
$$\pm V_{\text{ж.деф}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}.i}} \left(r_{\text{хр}.\beta}\right)_{j=0} \pm \sum_{\tau=1}^{j-1} \left(\frac{\varepsilon_\tau S_\tau H_{T.\tau}}{\eta_1} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}.i}} \left(r_{\text{хр}.\beta}\right)_\tau \right), \quad (1.148)$$

Аналогичные преобразования приводят к зависимостям для исчерпывающей (отпарной) секции:

$$L_N x_{N,i} = S_{N+1,i} B x_{B,i} + B x_{B,i} \pm V_{\text{ж.кип}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр.}i}} \left(r_{\text{хр.}\beta}\right)_{j=N+1} \text{(для кипятильника)} \quad (1.149)$$

$$L_{j-1} x_{j-1,i} = S_{j,i} L_j x_{j,i} + B x_{B,i} \pm$$

$$\pm V_{\text{ж.кип}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр.}i}} \left(r_{\text{хр.}\beta}\right)_{j=N+1} \pm \sum_{\tau=j}^{N} \left(\frac{\varepsilon_\tau S_\tau H_{T.\tau}}{\eta_2} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр.}i}} \left(r_{\text{хр.}\beta}\right)_\tau \right), \quad (1.150)$$

$$r_{x\,\text{р.}\beta} = k_\beta \prod_{P=1}^{t} x_P^{\theta}. \quad (1.151)$$

где $\left(r_{x\,\text{р.}\beta}\right)_\tau$ – скорость химической жидкофазной реакции β на τ – теоретической тарелке.

Общие потоки пара V_j и жидкости L_j, покидающие j-ую тарелку, определяются из теплового баланса колонны (рис. 1.21). Уравнения тепловых балансов для традиционной потарелочной процедуры расчета процесса многокомпонентной ректификации, без учета химических реакций на тарелках приведены в работах [22–26]:

укрепляющая секция:

$$V_{j+1} H_{j+1} = L_j h_j + D h_0 + Q_{\text{деф}}, \quad (1.152)$$

$$V_{j+1} = L_j + D,$$

исчерпывающая (отпарная) секция:

$$Q_{\text{кип}} = D h_0 + B h_B + Q_{\text{деф}} - F h_F, \quad (1.153)$$

$$L_{j-1} h_{j-1} = V_j H_j + B h_B - Q_{\text{кип}}, \quad (1.154)$$

$$L_{j-1} = V_j + B.$$

Предположим, что в укрепляющей секции некоторый компонент участвует в β химических реакциях с поглощением (выделением) тепла.

Тогда, учитывая все химические реакции $N_{\text{хр}}$, уравнения тепловых балансов (1.152) и (1.154) преобразуются к виду:

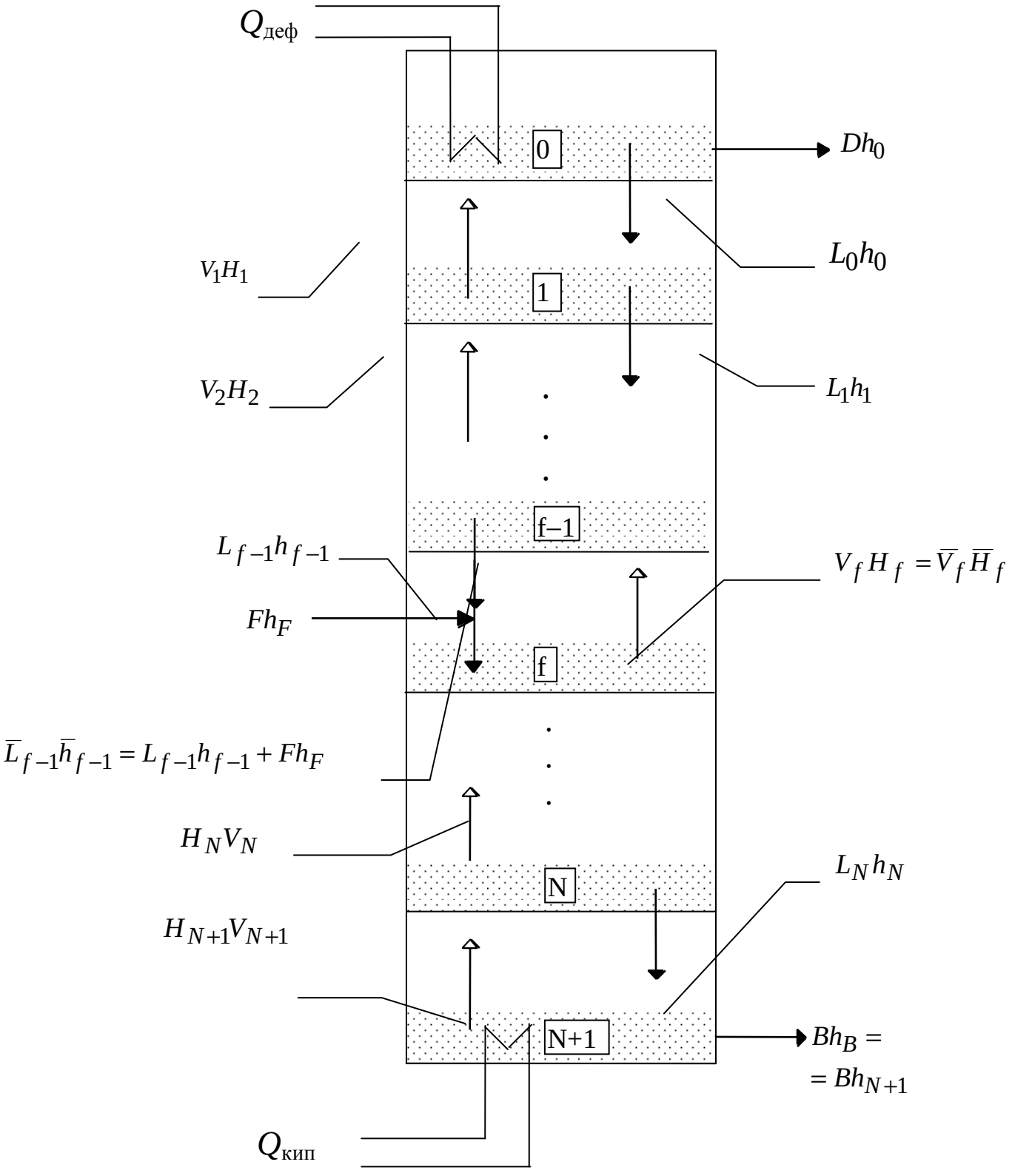


Рис.1.21. Тепловые потоки в колонне

для укрепляющей секции:

$$V_1 H_1 = L_0 h_0 + D h_0 + Q_{\text{деф}} \pm$$
$$\pm V_{\text{ж.деф}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}}} \left(r_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=0} \left(Q_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=0} \quad \text{(для полного дефлегматора),} \quad (1.155)$$

$$V_{j+1} H_{j+1} = L_j h_j + D h_0 + Q_{\text{деф}} \pm$$
$$\pm V_{\text{деф}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}}} \left(r_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=0} \left(Q_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=0} \pm \sum_{\tau=1}^{j} \left(\frac{\varepsilon_\tau S_\tau H_{T.\tau}}{\eta_1} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}}} \left(r_{\text{х р.}\beta}\right)_\tau \left(Q_{\text{х р.}\beta}\right)_\tau \right), \quad (1.156)$$

$$V_{j+1} = L_j + D,$$

для исчерпывающей секции:

$$L_N h_N = V_{N+1} H_{N+1} + B h_B - Q_{\text{кип}} \pm$$
$$\pm V_{\text{ж.кип}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}}} \left(r_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=N+1} \left(Q_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=N+1} \quad \text{(для кипятильника),} \quad (1.157)$$

$$L_{j-1} h_{j-1} = V_j H_j + B h_B - Q_{\text{кип}} \pm$$
$$\pm V_{\text{ж.кип}} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}}} \left(r_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=N+1} \left(Q_{\text{х р.}\beta}\right)_{j=N+1} \pm \sum_{\tau=j}^{N} \left(\frac{\varepsilon_\tau S_\tau H_{T.\tau}}{\eta_2} \sum_{\beta=1}^{N_{\text{хр}}} \left(r_{\text{х р.}\beta}\right)_\tau \left(Q_{\text{х р.}\beta}\right)_\tau \right), \quad (1.158)$$

$$L_{j-1} = V_j + B.$$

На основе представленной модели массообменно-реакционного процесса строится потарелочная процедура расчета колонного аппарата в следующей последовательности [108]:

1. Приближенно задается состав дистиллята.

2. Проводятся последовательно расчеты по уравнению (1.148), начиная с дефлегматора (уравнение 1.147) до тарелки питания *f*.

3. Проводятся последовательно расчеты по уравнению (1.150), начиная с куба колонны (уравнение 1.149) до тарелки питания *f*.

4. Если потоки на *f*–1-ую тарелку $\overline{V}_f \cdot \bar{y}_{f,i}$, найденные по пункту 2, не совпадают с потоками $V_f \cdot y_{f,i}$, найденными по пункту 3, то производится коррекция состава дистиллята и куба. Расчеты повторяют с пункта 2.

5. Если потоки на *f*–1-ую тарелку $\overline{V}_f \cdot \bar{y}_{f,i}$ совпадают с потоками $V_f \cdot y_{f,i}$ с требуемой точностью, то производится расчет общих потоков пара V_j и жидкости L_j на всех тарелках по уравнениям (1.155)–(1.158).

6. Если рассчитанные потоки пара V_j и жидкости L_j, не совпадают с соответствующими потоками пара и жидкости с предыдущей итерации, то расчет повторяют с пункта 2.

7. Если общие потоки пара V_j и жидкости L_j, совпадают с соответствующими потоками пара и жидкости с предыдущей итерации с требуемой точностью, то расчет прекращают.

Температуру *j*-ой теоретической тарелки в пунктах 1–3 определяют итерационно по выражениям:

для укрепляющей секции: $$1 = \sum_{i=1}^{m_j} \left(\frac{y_{ji}}{K_{ji}} \right), \qquad (1.159)$$

для отпарной секции: $$1 = \sum_{i=1}^{m_j} \left(K_{ji} \cdot x_{ji} \right), \qquad (1.160)$$

где K_{ji} константа фазового равновесия *i*-го компонента на *j*-ой тарелке определяется как отношение давления насыщенного пара *i*-го компонента $P^*_{j,i}$ к общему давлению на тарелке P_j. Отклонение от идеальных растворов учитывается коэффициентом активности *i*-го компонента $\gamma_{j,i}$:

$$K_{j,i} = \frac{P^*_{j,i}}{P_j} \gamma_{j,i}. \qquad (1.161)$$

Разработанный метод потарелочного расчета был применен в математической модели, представленной в работе [109]. Данная математическая модель используется при диагностике и реконструкции промышленной колонны. В результате расчетов предложены технические решения по изменению технологических и конструктивных параметров,

позволяющие увеличить производительность и КПД колонны. Предложенные варианты реконструкции колпачковых тарелок позволяют увеличить интервал устойчивой работы и разделительную способность при повышенных нагрузках колонны. Для повышения эффективности процесса разделения разработаны варианты модернизации стандартных (колпачковых) контактных устройств [66, 67].

Условные обозначения к разделу 1.6

B – расход кубового продукта.

D – расход дистиллята.

F – расход питания в колонну.

h_0 – энтальпия жидкой флегмы и жидкого дистиллята.

$\overline{h}_{f-1}$ – энтальпия жидкости, поступающей на тарелку f.

$\overline{H}_f$ – энтальпия пара, поступающего на тарелку f–1.

$H_{T,j}$ – межтарельчатое расстояние для j-ой тарелки.

H_j – энтальпия пара, уходящего с j-ой тарелки.

h_j – энтальпия жидкости, уходящей с j-ой тарелки.

h_F – энтальпия жидкого питания колонны.

h_H, h_K – энтальпия жидкой фазы на входе и на выходе из аппарата, соответственно.

H_H, H_K – энтальпия газовой фазы на входе и на выходе из аппарата, соответственно.

k_β – константа скорости химической реакции β.

L_0 – расход флегмы в колонну.

L_j – поток жидкости, покидающей j-ую тарелку.

$\overline{L}_{f-1}$ – поток жидкости, поступающей на тарелку f.

L_H, L_K – расход жидкой фазы на входе и на выходе из аппарата, соответственно.

m_F – количество компонентов в питании колонны.

m_j – количество компонентов на j-ой теоретической тарелке.

$N_{x\text{p}.j}$ – количество химических реакций, в которых участвует i-ый компонент.

n_1, n_2 – число тарелок в укрепляющей и отпарной частях колонны;

S_j – площадь поперечного сечения j-ой тарелки.

V_j – поток пара, покидающий *j*-ую тарелку.

$\overline{V}_f$ – поток пара, поступающий на тарелку *f*-1.

Vж.деф – обьем жидкости в дефлегматоре.

$V_{\text{ж.кип}}$ – обьем жидкости в кипятильнике.

V_H, V_K – расход газовой фазы на входе и на выходе из аппарата, соответственно.

x_{ji} – мольная доля в жидкости *i*-компонента уходящей с *j*-тарелки.

x_{Fj} – мольная доля *i*-го компонента в питании.

x_p – концентрации компонентов, участвующих в химической реакции.

$x_{H\,i}$, $x_{K\,i}$ – мольная доля *i*-го компонента в жидкой фазе на входе и на выходе из аппарата, соответственно.

y_{ji} – мольная доля в паре *i*-компонента, уходящего с *j*-ой тарелки.

y_{Hi}, y_{Ki} – мольная доля *i*-го компонента в газовой фазе на входе и на выходе из аппарата, соответственно.

$Q_{\text{кип}}$ – тепловая нагрузка кипятильника.

$Q_{\text{деф}}$ – тепловая нагрузка дефлегматора.

$\left(Q_{\text{р.}\beta}\right)_j$ – тепловой эффект β химической реакции на *j*-ой тарелке.

ε_j – удерживающая способность *j*-ой тарелки по жидкой фазе.

β – порядковый номер реакции.

θ – порядок химической реакции.

η_1, η_2 – эффективность разделения в укрепляющей и отпарной частях колонны, соответственно.

Индексы:

I – номер компонента.
τ, *j* – номер тарелки.
t – количество компонентов, участвующих в химической реакции.

Литература к первой главе

1. **Когин Н.Е.** Теоретическая гидромеханика / Н.Е. Когин, И.А. Кибель, Н.В.Розе. – М.: Физматгиз, 1963. – Ч. II.

2. **Ламб Г.** Гидродинамика: в 2 т. / Г. Ламб. – Москва–Ижевск: НИЦ «Регулярная и хаотичная динамика», 2003.

3. **Ландау Л.Д.** Гидродинамика. – 5-е изд. / Л.Д. Ландау, Е.М. Лифшиц. – М.: Физматлит, 2003.

4. **Нигматуллин Р.И.** Динамика многофазных сред / Р.И. Нигматуллин. – М.: Наука, 1987.

5. **Дьяконов С.Г.** Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ / С. Г. Дьяконов, В. И Елизаров, А. Г. Лаптев – Казань: Изд-во Казанского университета, 1993.

6. **Лаптев А.Г.** Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, П.А. Мальковский – Казань: «Печатный двор», 2002.

7. **Бакластов А.М.** Промышленные тепломассообменные процессы и установки / А.М. Бакластов и др. – М.: Энергоатомиздат, 1986.

8. **Розен А.М.** Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / А.М. Розен, Е.И. Мартюшин, В.М. Олевский и др.; Под. ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980.

9. **Павлов В.П.** Масштабный переход от лабораторных и опытных исследований к производству / В.П. Павлов, Е.И. Мартюшин // Химическая пром-ть. – 1986. – № 8. – С. 497–501.

10. **Palmer Murray** Scale modelling of flow problems // Che. Eng. (Gr. Drit.). – 1986. – № 421. – P. 28–30.

11. **Franz K.** Flow structures in bubble columns / K. Franz, Th. Borner, H. Joachim, R. Burchholz // Ger. Chem. Eng. – 1984. – V. 7. – № 6. – P. 365–374.

12. **Geary Nicholas** Circulation and scale-up in bubble columns/ Nicholas Geary, Richard Rice // AIChE Journal. – 1992. – 38. – № 1. – С. 76–82.

13. **Алексеев Ю.А.** Использование результатов исследования тепло- и массообмена в промышленных ректификационных аппаратах при учете масштабного эффекта / Ю.А. Алексеев, Ю.Г. Мясищев // Тепломассообмен. – VI. Материалы к VI Всесоюзн. конф. по тепломассообмену. – Минск, 1980. – Т. 5. – С. 10–16.

14. **Тютюнников А.Б.** Проектирование и внедрение колонных аппаратов для крупнотонажных технологических линий химической и нефтехимической промышленности/ А.Б. Тютюнников, Е.К. Тарынин, А.И. Линтварев // Интенсификация процессов и повышение технологического уровня теплохимической аппаратуры: Сб. науч. тр. – М.: НИИхиммаш, 1982. – С. 81–90.

15. **Solari R.B.** Flyid patterns and velocity distribution on commercial-scale sieve trays / R.B. Solari, R.L. Bell // A.I.Ch.E.J. – 1986. – V. 32. – № 4. – P. 640–649.

16. **Шишкин З.А.** Исследование неравномерности распределения газовой фазы в барботажной колонне / З.А. Шишкин // Гидродинамика и явления переноса в двухфазных дисперсных системаах: Сб. науч. тр. – Иркутск, 1989. – С. 32–38.

17. **Лаптев А.Г.** Конструирование и модернизация аппаратов разделения и очистки веществ в нефтехимии / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – 2009. – № 4. – С. 26–29

18. **Лаптев А.Г.** Модели пограничного слоя и расчет тепломассобменных процессов / А.Г. Лаптев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007.

19. **Холпанов Л.П.** Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела / Л.П. Холпанов, В.Я. Шкадов – М.:, Наука, 1990.

20. **Комиссаров Ю.А.** Основы конструирования и проектирования промышленных аппаратов: Учеб. пособие для вузов / Ю.А. Комиссаров, Л.С. Гордеев, Д.П. Вент. – М.: Химия, 1997.

21. **Дьяконов С.Г.** Определение эффективности массообменных устройств на основе сопряженного физического и математического моделирования / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Теоретические основы химической технологии. – 1992. – Т. 26. – № 1. – С. 33–42.

22. **Холланд Ч.Д.** Многокомпонентная ректификация / Ч.Д. Холланд – М.: Химия, 1960.

23. **Александров И.А.** Перегонка и ректификация в нефтепереработке / И.А. Александров – М.: Химия, 1981.

24. **Платонов В.М.** Разделение многокомпонентных смесей/ В.М. Платонов, Б.Г. Берго – М.: Химия, 1965.

25. **Peiser A.M.** Better Computer Solution of Multicompopnent System / A.M. Peiser – Chem. Eng., 1960, v. 67, № 14. – p. 129–134.

26. **Петлюк Ф.Б.** Многокомпонентная ректификация. Теория и расчет / Ф.Б. Петлюк, Л.А. Серафимов – М.: Химия, 1983.

27. **Fenske M.R.** Fractionation of Straight. Rum Pennsylvania Gasoline. Industrial and Engineering Chemistry, 1932, v. 24, № 5. – p. 482–485.

28. **Gilliland E.R.** Minimum Reflux Ratio. Industrial and Engineering Chemistry, 1940, v. 32, p.1101–1106.

29. **Gilliland E.R.** Estitation of the Number of Theoretical Plates as a Function of the Reflux Ratio. Industrial and Engineering Chemistry, 1940, v. 32. – p. 1220–1223.

30. **Михайловский Б.Н.** Аналитический метод расчета процесса ректификации многокомпонентных и бинарных смесей / Б.Н. Михайловский // Химическая промышленность. – 1954. – № 4. – С. 237–241.

31. **Кафаров В.В.** Программирование и вычислительные методы в химии и химической технологии / В.В. Кафаров, В.Н. Ветохин, А.И. Бояринов – М.: Химия, Наука, 1972.

32. **Müller Werner**, Verworner Marianne. Berechnung von Rektifikations und Absorptionsprozessen von Mehrstoffgemischen mit Hilfe von Matrizenverfahren. Chem. Techn., 1977, v. 29, № 11. S. – 607–611.

33. **Анисимов И.В.** Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок / И.В. Анисимов, В.И. Бодров, В.Б. Покровский – М.: Химия, 1975.

34. **Александров И.А.** Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей / И.А. Александров – Л.: Химия, 1975.

35. **Rose A.**, Sweeny R.F., Schrodt V.N. Continuous Distillation Calculations by Relaxation Method. Ind. Eng. Chem. , 1958, v. 50, № 5, P. 737–740.

36. **Кондратьев А.А.** Расчет ректификации непрерывной смеси в колонне с несколькими вводами питания и отборами / А.А. Кондратьев // Теоретические основы химических технологий. – 1972. – Т. 6. – № 3. – С. 477–479.

37. **Богданов В.С.** Поэлементный метод расчета ректификационных колонн и их комплексов / В.С. Богданов, В.П. Терехин // В сб. тезисов докладов Всесоюзного совещания по теории и практике ректификации нефтяных смесей. – Уфа. 1975. – С. 65-67.

38. **Марушкин Б.К.** Расчет абсорбции углеводородных газов / Б.К. Марушкин // Химия и технология топлив и масел. – 1966. – № 9. – С. 14–18.

39. **Теляков Э.Ш.** Исследование работы блока газоразделения установки каталитического риформинга / Э.Ш. Теляков, А.Д. Сергеев, Б.Н. Матюшко, В.Н. Резванов // Известия ВУЗов. Нефть и газ. – 1977. – № 3. – С. 53–57.

40. **Константинов Е.Н.** Расчет тарельчатых колонных аппаратов и исследование процесса неадиабатической абсорбции на ГПЗ / Е.Н.

Константинов, В.А. Кузнечиков, Ю.А. Арнаутов, М.А.Берлин, В.Т. Супрунов // Газовая промышленность. – 1973. – № 5. – С. 43–46.

41. **Hanson D.W.**, Duffin S.H., Sommerviele G.T. Computation of multistage Separation Processes. – N.Y., 1962. – P. 280.

42. **Ибрагимов М.Г.** Влияние содержания воды на эффективность работы нефтестабилизационной колонны / М.Г. Ибрагимов, Э.Ш. Теляков, С.А. Сибгатуллина, У.Г.Саттаров, А.А. Каштанов, М.Г. Шамсутдинов // Нефтепромысловое дело. – 1978. – № 7. – С. 29–31.

43. **Кондратьев А.А.** О некоторых особенностях ректификации неидеальных систем. В сб. Технология нефти и газа (вопросы фракционирования) / А.А. Кондратьев, Л.Н. Фролова, Л.А. Серафимов // Уфа, 1975. вып. 26 (4). – С. 17–25.

44. **Гатауллин Т.Т.** Расчет разделения трехфазных систем / Т.Т. Гатауллин, Э.Ш. Теляков, Р.Г. Шакирзянов // В сб. тезисов докладов 6-ой Всесоюзной конференции по теории и практике ректификации. – Северодонецк. 1991. – С. 281–283.

45. **Тукманов Д.Г.** Моделирование нестационарности массообменных процессов в нефтехимии / Д.Г. Тукманов, М.К. Гималеев, Э.Ш. Теляков // В сб. тезисов докладов 4-ой конференции по интенсификации нефтехимических процессов. «Нефтехимия-96». – Нижнекамск. 1996. – С. 143.

46. **Deen N.G.**, Solberg T., Hjertager B.H. Numerical Simulation of the Gas-Liquid Flow in a Cross-sectioned Bubble Column // 14th Int. Congr. of Chem. and Process Eng.–Praha, Aug. 27–13. 2000. – P. 1–18.

47. **Jakobsen H.A.** Sannaes B.H., Grecskott S., Svendsen H.F. Modeling of vertical bubble-driven flows // Ind. Chem. Res. 1997. 36. – P . 4052–4074.

48. **Markatos N.C.** Mathematical modelling of single and two-phase flow problems in the process industries // Revue de l’Institut Français du Petrole. 1993. v. 48. № 6. – P. 631–662.

49. **Sato Y.**, Sekoguchi K. Liquid velocity distribution in two-phase bubble flow // Int. J. Multiphase Flow. 1975. v. 2. – P. 79.

50. **Hewitt G.F.** et al., Multiphase science and technology // Washington-N.J.-London, Hemisphere Publishing Corporation, 1987.

51. **Дьяконов С.Г.** Модель массоотдачи в барботажном слое контактного устройства на основе концепции активного (входного) участка / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Теоретические основы химической технологии. – 1991. – Т. 25. – № 6. – С. 783–795.

52. **Дьяконов С.Г.** Определение обьемных коэффициентов массоотдачи на прямоточных клапанных тарелках по математической модели / С.Г. Дьяконов, А.Г. Лаптев, В.А. Данилов // Химическая пром-сть. – 1991. – № 8. – С. 499–501.

53. **Кениг Е.Я.** Исследование кинетики массо- и теплопереноса при разделении многокомпонентных смесей / Е.Я. Кениг // Теоретические основы химической технологии. – 1994. – Т. 28. – № 3. – С. 223–242.

54. **Дьяконов С.Г.**, Разинов А.И. //Журн. техн. физики. – 1980. – Т. 50. – № 9. – С. 1948.

55. **Krishna R.**, Taylor R. Multicomponent mass transfer: theory and applications // In: N.P. Cheremisinoff (ed.). Handbook of and Mass Transfer. V. II. Housten: Gulf Publ. Company Book Division. 1986. – P. 259.

56. **Андерсон Д.** Вычислительная гидромеханика и теплообмен: В 2-х т. / Д. Андерсон, Дж. Таннехилл, Р. Плеттер – М.: Мир, 1990.

57. **Оран. Э.** Численное моделирование реагирующих потоков: Пер. с англ. / Э. Оран., Дж. Борис – М.: Мир, 1990.

58. **Biddulph M.W.** Distillation Efficiencies on a large sieve plate with small-diameter holes / M.W. Biddulph, M.M. Dribika // AIChE Journal. – 1986.–V. 32, ¹8. – P. 1383–1388.

59. **Biddulph M.W.** Scaling-up distillation efficies / M.W. Biddulph, M.M. Dribika // AIChE Journal. – 1986. – V. 32, ¹11. – P. 1864–1875.

60. **Дьяконов С.Г.** Моделирование полей скоростей, концентраций и температур в турбулентном газо(паро)жидкостном слое на барботажных контактных устройствах / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Массообменные процессы и аппараты химической технологии: межвуз. сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 1994. – С. 32–41.

61. **Лаптев А.Г.** Моделирование и расчет полей концентраций в тарельчатых колоннах при многокомпонентной ректификации / А.Г. Лаптев, В.А. Данилов // Динамика процессов и аппаратов химической технологии: тез. докл. IV Всерос. конф. – Ярославль, 1994. – Т. 1. – С. 106.

62. **Ильяшенко Е.Б.** Моделирование процесса охлаждения пирогаза и реконструкция теплообменной колонны установки газоразделения завода «Этилен»: дис. … канд. техн. наук / Е.Б. Ильяшенко – Казань: КГТУ, 1998.

63. **Малежик И.Ф.** Исследование процесса перегонки водо-спиртовой смеси в колонне с клапанными тарелками / И.Ф. Малежик, В.Н. Стабников // Спиртовая промышленность. – 1961. – № 3. – С. 14–18.

64. **Выборнов В.Г.** Исследование влияния негоризонтальности клапанной тарелки на эффективность ее работы / В.Г. Выборнов //

Эффективные технологические конструкции тарелок для ректификационных колонн. – М.: ЦИНТИИТЭХИМ, 1968. – С. 46–52.

65. **Данилов В.А.** Моделирование процессов разделения многокомпонентных смесей в газо(паро)жидкостном слое и определение эффективности промышленных тарелок: дис. … канд. техн. наук / В.А. Данилов – Казань: КХТИ, 1992.

66. **Лаптев А.Г.** Снижение энергозатрат и реконструкция тепло-массообменной установки в производстве изопрена-мономера / А.Г. Лаптев, В.А. Данилов, Н.Г. Минеев, С.В. Карпеев // Изв. вузов. Проблемы энергетики. – 2001. – № 9–10. – С. 68–76.

67. **Карпеев С.В.** Снижение энергозатрат и модернизация установки формальдегид – метанол – водной смеси: дис … канд. техн. наук. / С.В. Карпеев – Казань: КГЭУ, 2001.

68. **Баглай В.Ф.** Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: дис. … канд. техн. наук / В.Ф. Баглай – Казань: КГТУ, 1997.

69. **Солодов П.А.** Модернизация аппаратурного оформления и технологической схемы установки получения моторных топлив: дис. … канд. техн. наук / П.А. Солодов – Казань: КГТУ, 2001.

70. **Ишмурзин А.В.** Повышение эффективности и снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья: дис. … канд. техн. наук / А.В. Ишмурзин – Казань: КГЭУ, 2002.

71. **Мальковский П.А.** Совершенствование технологий и аппаратов переработки газовых конденсатов: дис. … д-ра техн. наук / П.А. Мальковский – Казань: КГТУ, 2002.

72. **Костылева Е.Е.** Энергосбережение при переработке и эффективная утилизация тяжелых остатков углеводородных топлив: дис. канд. техн. наук / Е.Е. Костылева – Казань: КГЭУ, 2004.

73. **Фарахов М.И.** Энергосберегающие модернизации установок на предприятиях нефтегазохимического комплекса / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – 2008. – № 12. – С. 4–7.

74. **Фарахов М.И.** Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ: обзор / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Труды Академэнерго КНЦ РАН. – № 1, 2008. – С. 60-72.

75. **Слеттери Дж.** Теория переноса импульса, энергии и массы в сплошных средах/ Дж. Слеттери – М.: Мир, 1978.

76. **Шейдеггер А.Э.** Физика течения через пористые среды / А.Э. Шейдеггер – М.: Гостехиздат, 1960.

77. **Ergun S.** Fluid Flow through Packed Columns // Chem. Eng. Progr. 1952. V. 48. № 42. – P. 89.

78. **Vortmeyer D.**, Shuster J. Evalution of Steady Flow Profils in Rectangular and Circular Packed Beds by a Varionational Method // Chem. Eng. Sci. 1983. V. 38. № 10. – P. 1691.

79. **Гольдштик М.А.** Процессы переноса в зернистом слое. / М.А. Гольдштик – Новосибирск: Ин-т теплофизики СО АН СССР, 1984.

80. **Штерн П.Г.** Изотермическое осесимметричное течение несжимаемой жидкости в контактных аппаратах радиального типа / П.Г. Штерн, Е.А. Руденчик, С.В. Турунтаев и др. // Инж.-физ. журнал. – 1989. – Т. 56. – № 4. – С. 555.

81. **Иоффе И.И.** Инженерная химия гетерогенного катализа / И.И. Иоффе, Л.М. Письмен. – М.: Химия, 1965.

82. **Штерн П.Г.** Процессы переноса в зернистом слое / П.Г. Штерн, Е.А. Руденчик, И.С. Лукьяненко и др. // Теоретические основы химической технологии. – 1997. – Т. 31. – № 4. – С. 428–433.

83. **Лаптев А.Г.** Моделирование процесса хемосорбции в насадочной колонне. / А.Г. Лаптев, В.А. Данилов. // Химическая промышленность. – 1998. – № 1. – С. 23-26.

84. **Ясавеев Х.Н.** Определение ВЭТТ для насадочных колонн вариационным методом / Х.Н. Ясавеев, С.Г. Дьяконов, А.Г. Лаптев, В.А. Данилов. // Сб. науч. тр. «Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технол.» – Казань. 1998. – С. 10–17.

85. **Ясавеев Х.Н.** Вариационный метод определения ВЭТТ для насадочных колонн при проведении процесса ректификации в нефтепереработке / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, В.А. Данилов, М.И. Фарахов. // Деп. в ВИНИТИ № 2870–Б98. 1998.

86. **Дьяконов Г.С.** Определение ВЭТТ для насадочных колонн при ректификации газового конденсата / Г.С. Дьяконов, Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев. // Газовая промышленность. – 1998. – № 10. – С. 20–22.

87. **Лаптев А.Г.** Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Р.Ф. Миндубаев. – Казань: Изд-во «Печатный двор», 2003.

88. **Лаптев А.Г.** Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: КГЭУ, 2006.

89. **Ясавеев Х.Н.** Расчет высоты насадочной части колонны стабилизации газового конденсата / Х.Н. Ясавеев // Вестник Казанского гос. технологического университета. – 2003. – № 1. – С. 180–186.

90. **Дьяконов Г.С.** Метод расчета матрицы коэффициентов диффузии в многокомпонентных жидких смесях / Г.С. Дьяконов, Х.Н. Ясавеев, А.В. Клинов, В.В. Никешин. // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань. 2001. – С. 108–120.

91. **Дьяконов Г.С.** Трехмерное математическое моделирование многокомпонентного массопереноса в насадочных колоннах / С.Г. Дьяконов, Х.Н. Ясавеев, А.В. Клинов, В.В. Никешин. // XVII Менделеевский съезд по общей и прикладной химии. Казань. 21-26 сентября. 2003. Т.3. – С. 126.

92. **Ясавеев Х.Н.** Моделирование многокомпонентного массопереноса при ректификации в насадочных колоннах на основе потенциалов межмолекулярного взаимодействия / Х.Н. Ясавеев, А.И. Разинов, А.В. Клинов, В.В. Никешин. // Вестник Казанского гос. технологического университета. – 2002. – № 1–2. – С. 382–388.

93. **Франк-Каменецкий Д.А.** Диффузия и теплопередача в химической кинетике.–3-е изд. / Д.А. Франк-Каменецкий – М.: Наука,1987.

94. **Кишиневский М.Х.** Экспериментальное исследование закона затухания турбулентных пульсаций у твердой стенки / М.Х Кишиневский, Т.С. Корниенко, В.А. Парменов. // Теор. основы хим. технол. – 1970. – Т. 4. – № 4. – С. 489–495.

95. **Deissler R.** Analysis of turbulent heat transfer, mass transfer and friction in smooth tubes at high Prandtl and Schmidt numbers. NACA Rep. 1959.

96. **Olujic Z.**, Kamerbeek A.B., J. de Graauw A corrugation geometry based model for efficiency of structured distillation packing. // Chemical Engineering and Processing. 1999. 38. – P. 683–695.

97. **Рамм В.М.** Абсорбция газов. / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976.

98. **Серафимов Л.А.** Реакционно-массообменные процессы: проблемы и перспективы. / Л.А. Серафимов, Ю.А. Писаренко, В.С. Тимофеев. //Теор. основы хим. технол. – 1993. – Т. 27. – № 1. – С. 4–9.

99. **Глебов М.Б.** Исследование процесса получения моносилана и особо чистого кремния на основе совмещенной хеморектификации / М.Б. Глебов // Химическая промышленность. – 1999. – №7. – С. 415–419.

100. **Кутепов А.М.** Общая Химическая технология / А.М. Кутепов, Т.И. Бондарева, М.Г. Беренгартен. – М.: Высшая школа, 1990. – 520 с.

101. **Taylor R.**, Krishna R. Modelling reactive distillation // Chem. Eng. Sci., 2000, v. 55, p. 5183–5229.

102. **Davies B.**, Jenkins J., Dilfanian S. // Inst. Chem. Engng. Symp. Ser. 1979. № 56/2.–4.2/65–4.2/79.

103. **Pilavachi P.A.** Modeling and Simulation of Reactive Distillation Operations. Ind. Eng. Chem. Res. 1997, 36, 3188.

104. **Данквертс П.В.** Газожидкостные реакции: пер. с англ. / П.В. Данквертс. – М.: Химия, 1973.

105. **Мнушкин И.А.** Границы реализации совмещенных реакционно-ректификационных процессов / И.А. Мнушкин, О.А. Мнушкина, Н.А. Самойлов // Известия вузов «Химия и химическая технология». – 2009. – Т. 53. № 12. – С. 97–102.

106. **Дуев С.И.** Динамическое поведение рециркуляционной системы реактор идеального смешения – ректификационная колонна / С.И. Дуев, А.И. Бояринов // Известия вузов «Химия и химическая технология». – 2007. – Т. 50. № 2. – С. 89–93.

107. **Плесовских В.А.** Тепломассоперенос в процессах дистилляции с водяным паром высших жирных кислот в трубчатых испарителях / В.А. Плесковских, А.А. Безденежных // Химическая промышленность. – 2002. – № 11. – С. 81–83.

108. **Карпеев С.В.** Метод потарелочного расчета массообменнореакционного процесса в колонных аппаратах / С.В. Карпеев, А.Г. Лаптев, В.А. Данилов, Н.Г. Минеев. // Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технол.: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. КГТУ. – Казань, 2000. – С. 18–27.

109. **Лаптев А.Г.** Математическое моделирование массообменно-реакционного процесса и реконструкция тарельчатой колонны. / А.Г. Лаптев, В.А. Данилов, Н.Г. Минеев, С.В. Карпеев. // Тепломассообменные процессы и аппараты хим. технол.: Тематический сб. науч. тр. Вестника КГТУ. – Казань, 1998. – С. 53–59.

ГЛАВА 2

ТАРЕЛЬЧАТЫЕ КОНТАКТНЫЕ УСТРОЙСТВА

Основные массообменные аппараты, широко применяемые в промышленности, распределяются по следующим группам:

1) с фиксированной поверхностью контакта фаз;

2) с поверхностью контакта, образуемой в процессе взаимодействия потоков.

К первой группе относятся различные типы пленочных колонн, а ко второй – аппараты барботажного типа с различными тарелками, насадочные колонны с затопленной насадкой и инжекционные (струйные) аппараты. На предприятиях нефтегазового комплекса наибольшее применение во второй половине двадцатого столетия получили ситчатые, клапанные, колпачковые и провальные барботажные тарелки, а также насадочные колонны, работающие в пленочном режиме.

В последние годы появились новые типы тарельчатых и насадочных контактных устройств для аппаратов разделения, которые значительно повышают эффективность проводимых процессов и предельные нагрузки. В частности, известны многие виды насадочных элементов, которые успешно работают в массообменных колоннах (процессы ректификации и абсорбции), а также в сепараторах очистки газов от мелкодисперсных загрязнений.

Во второй и третьей главах рассмотрены как известные, так и некоторые новые виды массообменных тарелок, регулярных и нерегулярных насадок, разработанные различными авторами в конце XX и начале XXI столетия, которые могут использоваться в массообменных аппаратах[1–11].

2.1. Основные виды массообменных тарелок

Раздел 2.1 написан для студентов и молодых специалистов, мало знакомых с конструкциями и работой барботажных тарелок. Общий вид тарельчатой колонны и основные внутренние устройства показаны на рис. 2.1. Алгоритмы и примеры расчета ректификационных и абсорбционных колонн подробно представлены в работе [9].

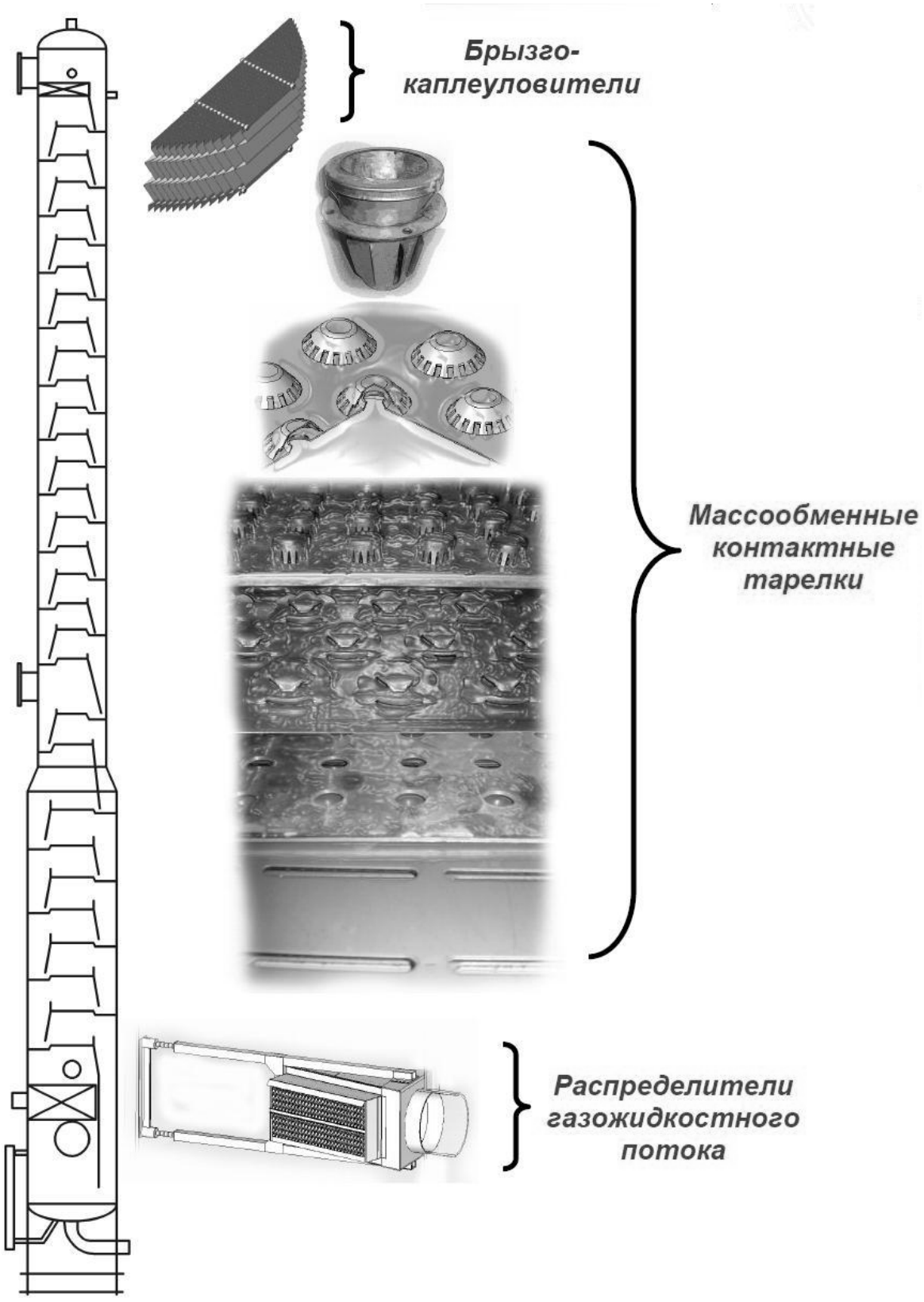


Рис. 2.1. Тарельчатая колонна

Провальные тарелки

К этой группе контактных устройств относится большое количество конструкций, отличающихся тем, что слив производится не через специальные сливные устройства, а через отверстия, через которое проходит газ или пар. Отсутствие сливных устройств упрощает конструкцию тарелок, площадь тарелки используется более плотно. Тарелки не имеют гидравлического уклона, в них осуществляется принцип противотока пара и жидкости.

В настоящее время провальные тарелки можно классифицировать следующим образом:

– решетчатые;

– колосниковые;

– трубчатые;

– дырчатые плоские;

– дырчатые волнистые;

– провальные тарелки с направленным потоком жидкости.

В тарелке без сливных устройств (рис. 2.2) газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия или щели.

При этом одновременно с взаимодействием фаз на тарелке происходит сток жидкости на нижерасположенную тарелку – «проваливание» жидкости. Поэтому тарелки такого типа часто называют *провальными*.

Конструкции (типы) провальных тарелок представлены на рис. 2.3.

Дырчатые тарелки (рис. 2.3, *а*) аналогичны по конструкции ситчатым тарелкам, но отличаются от них отсутствием сливных устройств. Диаметр отверстий в этих тарелках обычно 4–10 мм, иногда до 15–20 мм, что позволяет существенно увеличить нагрузки по жидкости и газу при незначительном гидравлическом сопротивлении. Суммарная площадь свободного сечения $F_{св}$ = 10–20 %, а в тарелках с $d_э$ = 20–25 мм эта величина может быть существенно большей. В таком случае диапазон устойчивой работы тарелок незначителен.

Теоретическое свободное сечение тарелки вычисляется по формулам:

– при ромбической разметке $F_{св} = 90{,}7\ (d_0^2/t^2)$, t – шаг между отверстиями;

– при рядовой (и квадратной) разметке $F_{св} = 78{,}5\ (d_0^2/t^2)$.

Решетчатые тарелки имеют, как правило, выштампованные щели шириной 3–8 мм (рис. 2.3, *б*).

Волнистые тарелки изготовляют гофрированием металлических листов с отверстиями (рис. 2.3, *в*). В этих тарелках слив жидкости происходит через отверстия в нижних изгибах тарелки, а пар проходит в основном через верхние изгибы. Такое устройство провальных тарелок увеличивает интервал их устойчивой работы, однако они сложнее в изготовлении и монтаже, чем дырчатые и решетчатые тарелки.

Трубчатые тарелки обычно изготавливают в виде решетки из ряда параллельных труб (рис. 2.3, *г*), присоединенных к коллектору. Эти тарелки целесообразно применять при необходимости подвода теплоты к жидкости или ее отвода. К недостаткам трубчатых тарелок следует отнести сложность изготовления и монтажа, большой расход металла.

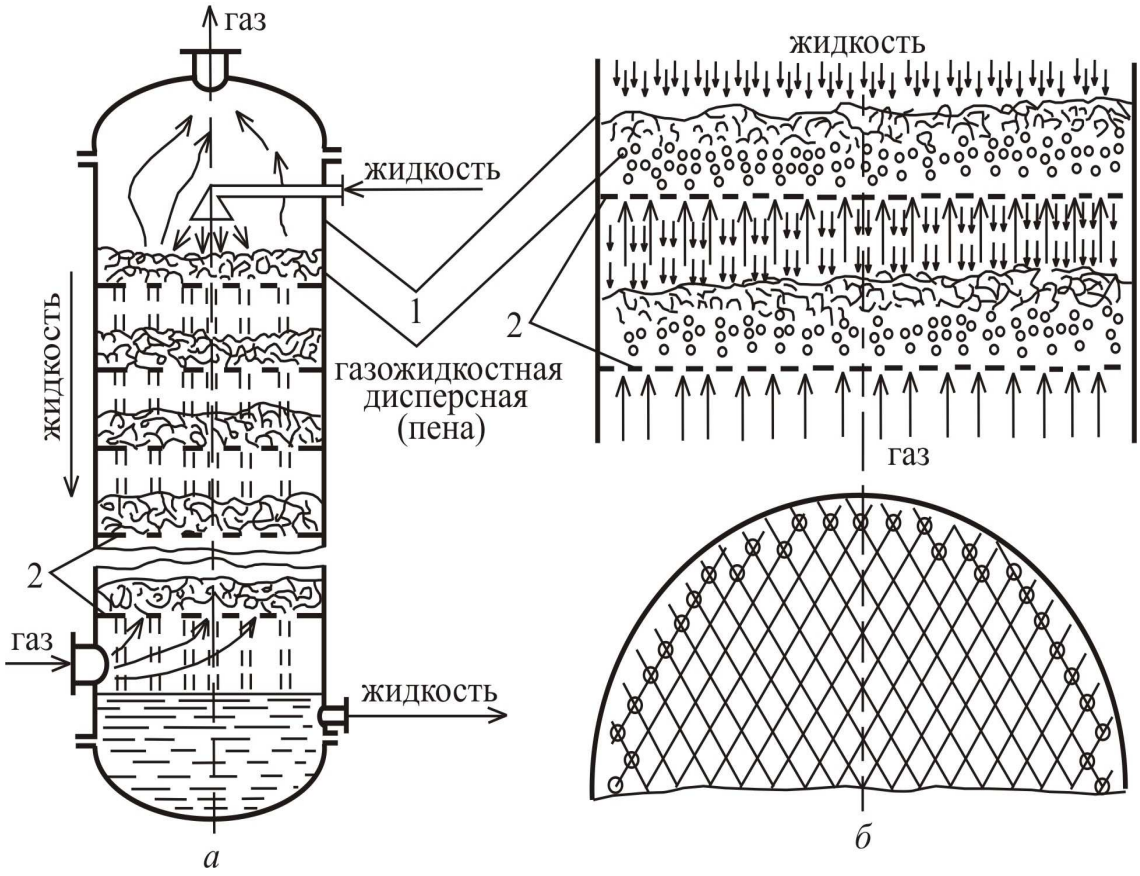


Рис. 2.2. Устройство колонны и провальных тарелок: *а* – колонна с провальными тарелками; *б* – две соседние дырчатые провальные тарелки (1 – колонна; 2 – тарелки)

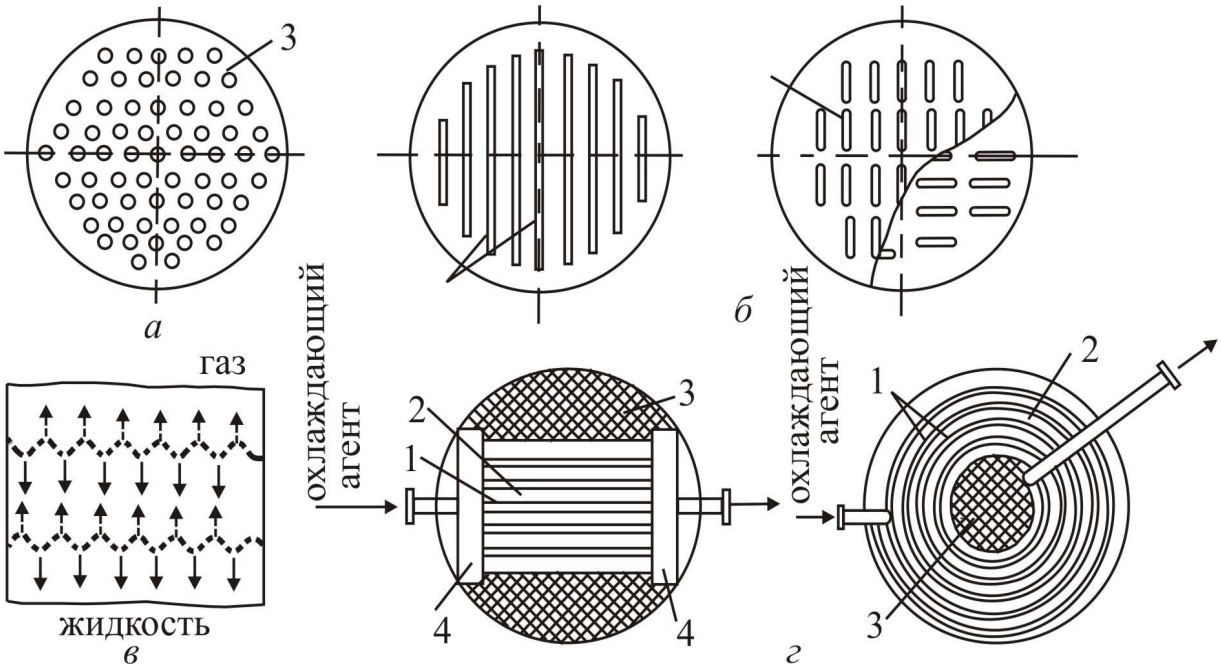


Рис. 2.3. Типы провальных тарелок: *а* – дырчатая (в плане); *б* – решетчатые (в плане); *в* – волнистая (в продольном сечении); *г* – трубчатые (в плане); 1 – щели; 2 – трубы; 3 – перфорированный лист; 4 – коллекторы

Поскольку дырчатые и решетчатые тарелки просты по устройству и монтажу, обладают низким гидравлическим сопротивлением и другими достоинствами, то они более широко применяются в промышленности, по сравнению с другими провальными тарелками.

Установлены следующие гидродинамические режимы.

Режим смоченной тарелки существует при низких скоростях пара (газа). Потоки пара и жидкости проходят через щели. Количество жидкости, задерживающейся на тарелке, мало. Контакт между фазами происходит на поверхности стекающих пленок и капель. Сопротивление тарелки мало.

Барботажный режим возникает при увеличении скорости пара, при которой жидкость подвисает на тарелке, что связано с увеличением сопротивления. На тарелке имеются две зоны: зона светлой жидкости, через которую барботирует пар, и зона пены. При увеличении скорости пара высота светлой жидкости уменьшается, а высота пены увеличивается.

Режим эмульгирования (аэрации) характерен тем, что светлая жидкость почти полностью исчезает. На тарелке наблюдается турбулизированная, подвижная пена. Сопротивления и вынос пены при увеличении скорости остаются постоянными.

Волновой режим возникает при дальнейшем увеличении скорости пара, особенно при малой интенсивности орошения. Струи пара прорываются через слой пены. Жидкость и пена на тарелке приходят в волнообразное движение. При некоторой скорости пара жидкость перестает стекать с тарелки и выбрасывается на вышележащую тарелку. Происходит захлебывание колонны.

Ситчатые тарелки

Ситчатые тарелки со сливными устройствами применяются в различных отраслях промышленности для абсорбции газов, как и для ректификации чистых (не содержащих взвесей жидкостей), так и для смесей, содержащих взвешенные твердые частицы. Преимущественно они употребляются для колонн малого размера, так как при диаметре более 2,5 м распределение жидкости на тарелке становится неравномерным.

Достоинством ситчатых тарелок является их простота. Они устанавливаются горизонтально или с наклоном в сторону стока. Тарелка состоит из следующих основных элементов: диска с круглыми или прямоугольными отверстиями, сливного устройства и сливной планки. Сливное устройство может быть трубным со сливными перегородками. На тарелках малого размера иногда устанавливают трубы без сливных перегородок. Сливное устройство может быть выполнено и в форме карманов. Ситчатые тарелки устанавливают чаще всего с диаметральным распределением флегмы. В установках для разделения сжиженных газов применяют кольцевые ситчатые тарелки, где жидкость движется по кольцу.

Конструктивно ситчатые тарелки (рис. 2.4, 2.5) имеют большое число отверстий диаметром 2–8 мм, через которые проходит газ или пар в слой жидкости. Уровень жидкости на тарелке 1 поддерживается переливным устройством 2. При слишком малой скорости пара его давление не может удержать слой жидкости, соответствующий высоте перелива, и жидкость может просачиваться (или «проваливаться») через отверстия тарелки на нижерасположенную тарелку, что приводит к существенному снижению движущей силы процесса массообмена. Поэтому пар должен двигаться с определенной скоростью и иметь давление, достаточное для того, чтобы преодолеть сопротивление слоя жидкости и предотвратить стекание жидкости через отверстия тарелки. Таким образом, ситчатые тарелки обладают более узким диапазоном работы по сравнению с колпачковыми и клапанными.

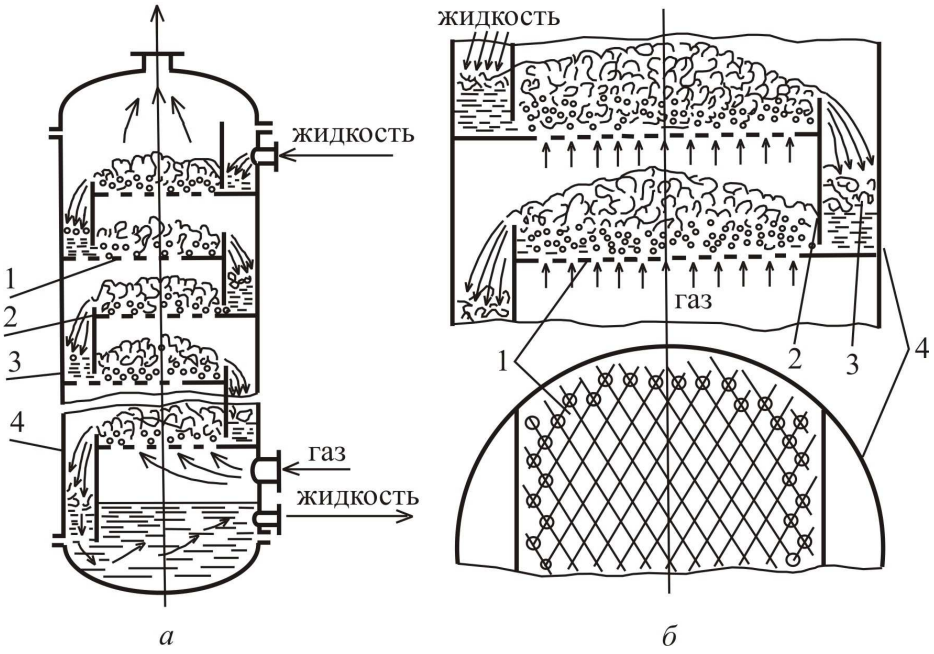


Рис. 2.4. Колонна с ситчатыми тарелками: *а* – колонна с тарелками; *б* – две соседние тарелки; 1 – тарелки; 2 – переточные перегородки или трубы с порогами; 3 – гидравлические затворы; 4 – корпус колонны

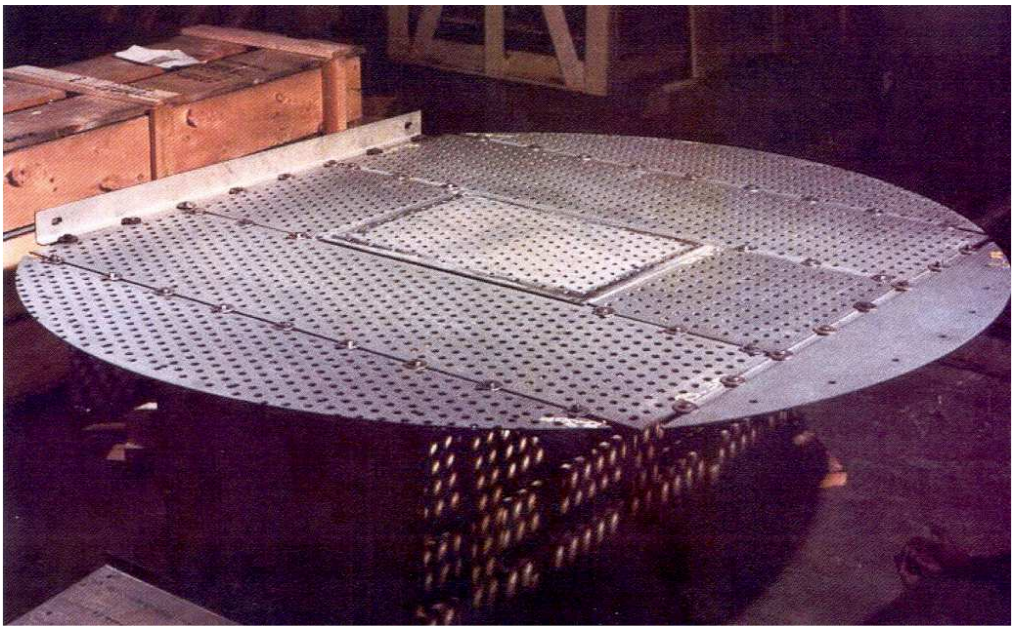


Рис. 2.5. Ситчатая тарелка KOCH-GLITSCH LP

К достоинствам ситчатых тарелок относятся простота их устройства, легкость монтажа и ремонта, сравнительно низкое гидравлической сопротивление, достаточно высокая эффективность. Однако эти тарелки

чувствительны к загрязнениям и осадкам, которые забивают их отверстия. Если происходит внезапное прекращение подачи газа или существенное снижение его давления, то с ситчатых тарелок сливается вся жидкость, и для возобновления нормальной работы аппарата необходимо вновь запускать колонну.

Колпачковые тарелки

До настоящего времени колпачковые тарелки (рис. 2.6) различных типов являются распространенными видами контактных устройств, несмотря на их сравнительно сложную конструкцию. Работают они по принципу сливных, хотя и были сделаны предложения об устройстве колпачковых тарелок провального типа. Как и во всех тарелках со сливными устройствами, на колпачковых наблюдается гидравлический уклон по направлению движения жидкости, что вызывает явление продольной неравномерности барботажа по тарелке. Это явление тем больше сказывается на работе тарелки, чем больше ее диаметр.

Одноколпачковая тарелка простейшего типа. Колпачок перекрывает центральную горловину, жидкая фаза течет между стенкой колонны и краем колпачка. Пар или газ барботирует, прорываясь из-под края колпачка. Такие тарелки устанавливают при диаметрах до 0,8 м в брагоперегонных аппаратах спиртового производства.

Тарелки, собранные из S-образных элементов. S–образные элементы, из которых собирается тарелка, образуют колпаки с односторонним выходом. Колпаки открыты таким образом, что пар выходит в том же направлении, что и текущая на тарелке жидкость. Такое направление движения пара содействует уменьшению градиента уровня жидкости на тарелке и способствует уменьшению продольной неравномерности. S-образный профиль элементов, из которых конструируется тарелка, обеспечивает большую жесткость конструкции, поэтому тарелки могут изготавливаться из тонкой листовой стали штамповкой или холодной прокаткой. Элементы могут иметь прямоугольные, наклонные или синусоидальные сечения. Последние имеют меньшую эффективность, но более, чем другие, пригодны при работе с засоренными жидкостями. При установке элементов в колоннах с диаметром до 4,5 м не требуется промежуточной опоры. При большем диаметре устанавливаются промежуточные опоры. Тарелки с S-образными элементами, выпускаемые для нефтяной промышленности, нормализованы. Тарелки с диаметром от 1–4 м изготавливаются однопоточными, с большим диаметром – двух и четырехпоточными.

Тарелки с S-образными элементами (поперечно-желобчатые) устойчиво работают в широком диапазоне нагрузок по жидкости – от 8 до 45 $м^3/(ч \cdot м)$. Прорези желобков все время находятся в затопленном состоянии, поэтому считают, что по характеру работы эти тарелки аналогичны ситчатым.

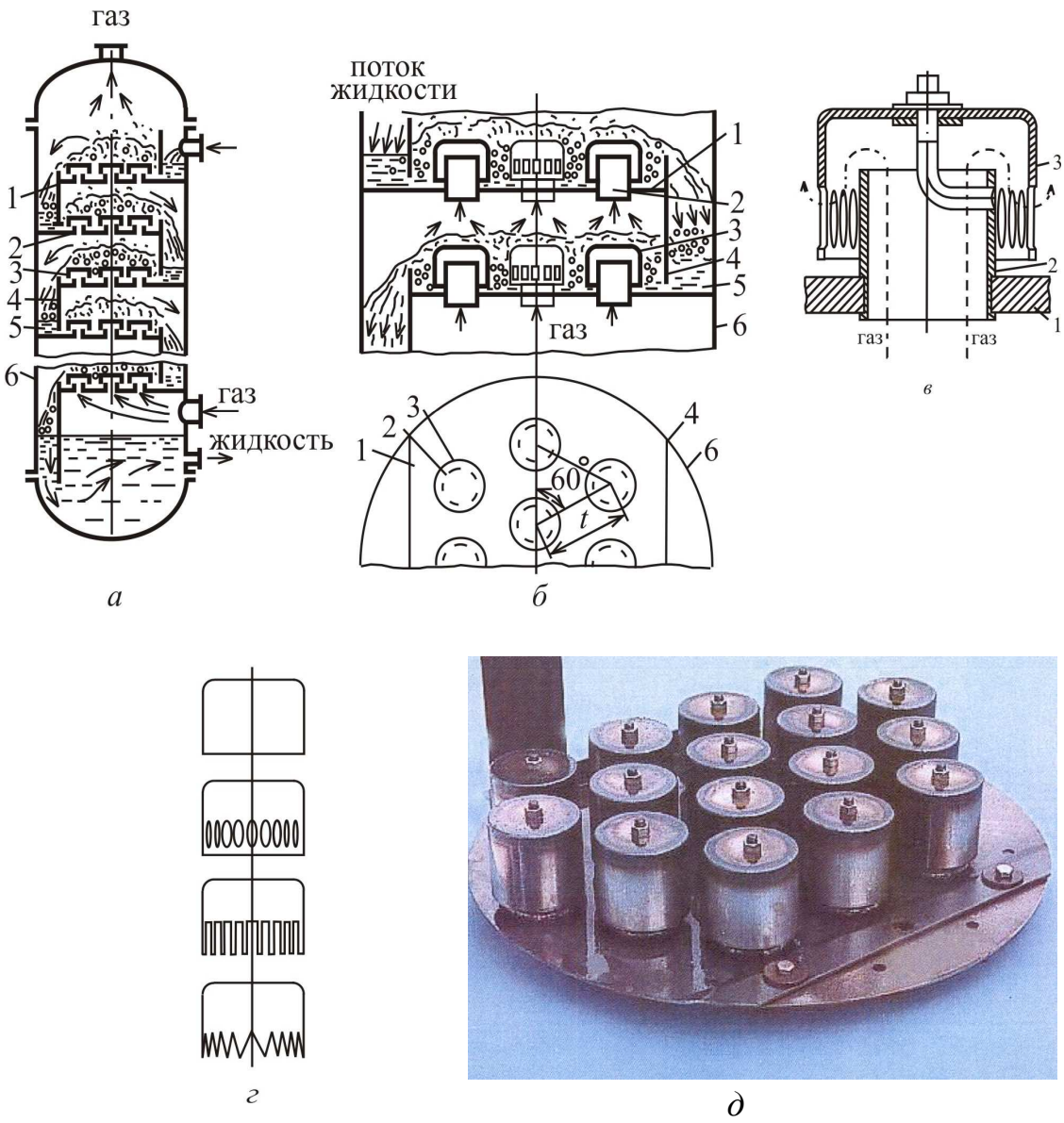


Рис. 2.6. Устройство колонны и колпачковых тарелок с капсульными колпачками: *а* – колонна с тарелками; *б* – две соседние тарелки; *в* – капсульный колпачок; *г* – формы капсюльных колпачков; *д* – колпачковые тарелки KOCH-GLITSCH LP; 1 – тарелки; 2 – газовые (паровые патрубки); 3 – круглые колпачки; 4 – переточные перегородки (или трубы) с порогами; 5 – гидравлические затворы; 6 – корпус колонны

Потеря напора резко возрастает с увеличением плотности орошения L и при L более 45 м^3/(ч·м) тарелка работает неустойчиво и уже при малых скоростях пара захлебывается.

Тарелки с круглыми колпачками. Для перегонки чистых жидкостей, как для малых, так и для больших тарелок, применяется многоколпачковые тарелки с круглыми колпачками (рис. 2.6). В этих тарелках линия контакта газа (пара) и жидкости значительно больше, чем в одноколпачковых тарелках. Все колпачковые тарелки снабжены сливными устройствами того или иного типа, которые в значительной мере определяют нормальную работу тарелки. Слив жидкости на колпачковой тарелке может быть осуществлен различными способами, которые зависят от формы колпачка и размеров тарелок. В сливных тарелках наблюдается падение уровня жидкости по направлению ее потока. В колпачковых тарелках величина этого падения больше, чем в других тарелках, так как колпачки оказывают значительное сопротивление потоку жидкости. Наличие градиента уровня жидкости обуславливает неравномерность барботажа. Градиент уровня жидкости на колпачковых тарелках при длине пути потока 1 м становится заметным при расходе жидкости более 10 м^3/(ч · м), т.е., когда на 1 м длины слива в час приходится более 10 м^3 жидкости.

Достоинствами колпачковой тарелки являются: устойчивая работа при значительных изменениях нагрузки по газу и жидкости и достаточно высокой КПД тарелки (0,5–0,6). Этот показатель очень важен при организации процесса в производственных условиях.

Клапанные тарелки

Одним из существенных достоинств этого типа контактных устройств является высокая их эффективность в широком интервале нагрузок по пару. Клапанные тарелки по своему устройству способны к саморегулированию. Распределительным устройством для газа (пара) в этих тарелках являются клапаны, представляющие собой пластины той или иной формы, которые перекрывают отверстия тарелки и под давлением газа поднимаются, пропуская газовый поток. Вес клапана автоматически, в зависимости от нагрузки по газу, регулирует величину живого сечения для выхода газа.

Клапаны изготовляются штамповкой из листовой стали, меди или алюминия толщиной 2–3 мм. Максимальный подъем клапана 8–15 мм. Зазор между клапаном и плоскостью тарелки 1–1,5 мм. Он выполняется не по всей плоскости соприкосновения, а в нескольких точках клапана. Живое сечение тарелки 10–15 %. Вес клапана 25–140 г. Клапаны располагаются рядами, перпендикулярно направлению потока жидкости на тарелке.

Отличительной особенностью клапанных тарелок является способность к саморегулированию проходного сечения. При низких нагрузках по газу подъем клапана мал и площадь проходного сечения для газа небольшая. С повышением нагрузки увеличивается подъем клапана и площадь живого сечения. Таким образом, скорость газа в отверстиях остается примерно постоянной до тех пор, пока высота открытия клапана не становится равной максимальной. При $h < h_{max}$ клапан стремится занять такое положение, при котором динамический напор газового потока уравновешивается весом клапана и давлением столба жидкости.

Принцип работы этих тарелок (рис. 2.7, *б*) состоит в том, что клапан 2, свободно лежащий над отверстием в тарелке 1, с изменением расхода газа увеличивает подъем и соответственно площадь зазора между клапаном и плоскостью тарелки для прохода газа. Поэтому скорость газа в этом зазоре, а значит и во входе в слой жидкости на тарелке, остается приблизительно постоянной, что обеспечивает неизменно эффективную работу тарелки. Гидравлическое сопротивление тарелки при этом увеличивается незначительно. Высота подъема клапана определяется высотой ограничителя 7 и обычно не превышает 6–8 мм. Диаметр отверстий под клапаном составляет 35–40 мм, а диаметр самого клапана 45–50 мм.

Псевдоклапаны, изображенные на рис. 2.7, *г*, являются фиксированными. Такие тарелки к клапанным относятся условно.

Разновидностью клапанных тарелок являются тарелки с *прямоугольными клапанами* (рис. 2.8). Принцип их действия аналогичен принципу действия тарелок с круглыми клапанами, основное же отличие заключается в том, что на тарелке с прямоугольными клапанами 2 часть кинетической энергии газа используется для ускорения скорости жидкости вдоль тарелки.

Клапанные тарелки в области динамической работы клапанов отличаются более высокой эффективностью по сравнению с другими тарелками (колпачковыми, ситчатыми и др.) при одинаковых нагрузках и свободными сечениями. Одной из основных причин повышенной

эффективности являются спонтанные пульсации клапанов, генерирующие пульсации в газожидкостном слое [11].

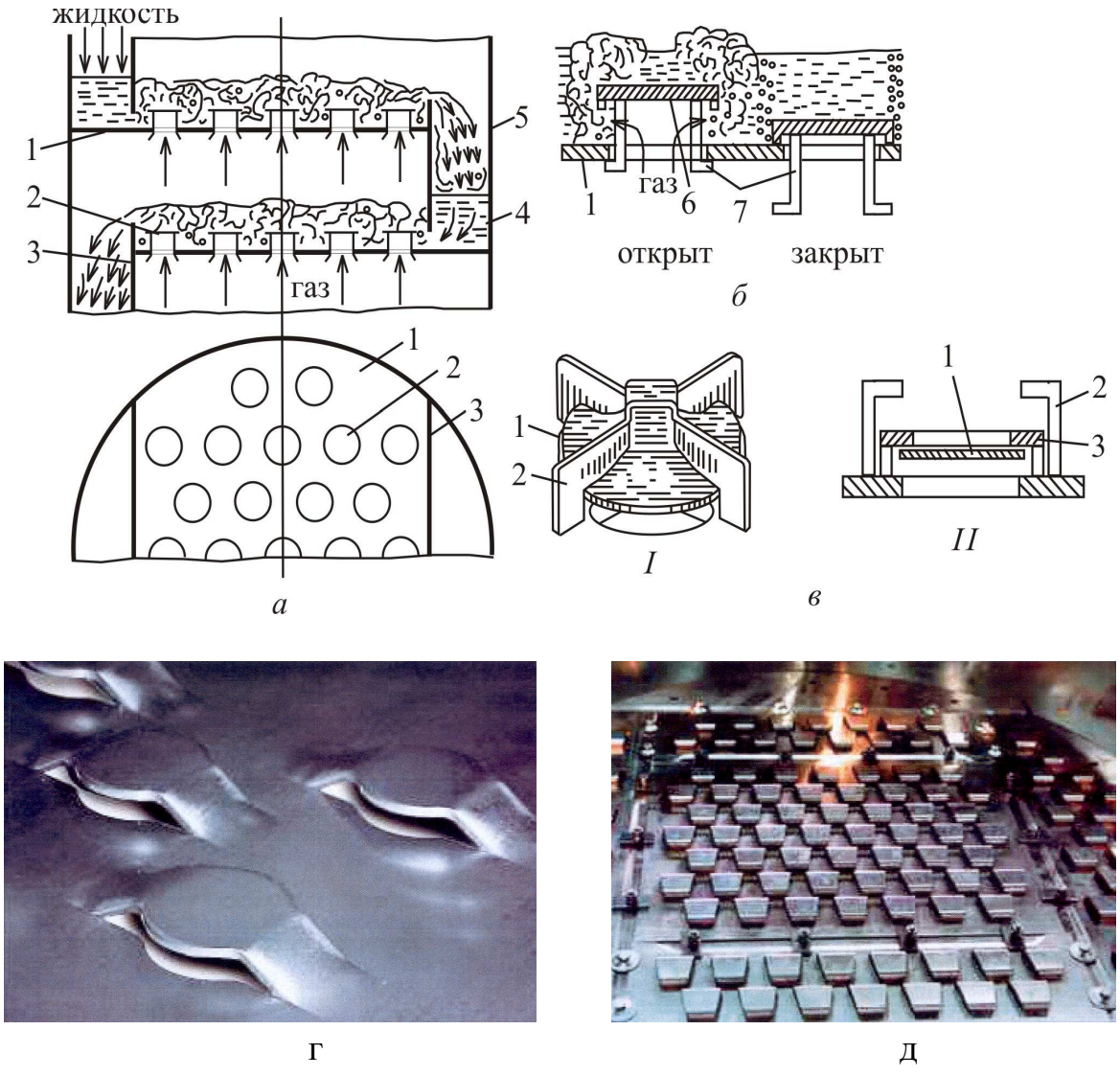


Рис. 2.7. Устройство клапанных тарелок: *а* – две соседние тарелки с круглыми клапанами; *б* – принцип работы клапана; *г* – клапаны VG-10 KOCH-GLITSCH LP; *д* – клапаны PROVALVE KOCH-GLITSCH LP; 1 – тарелка; 2 – клапан; 3 – переточная перегородка с порогом; 4 – гидравлический затвор; 5 – корпус колонны; 6 – диск клапана; 7 – ограничители подъема клапана; *в* – круглые клапана с верхним ограничителем (I) и с балластом (II): 1 – дисковый клапан; 2 – ограничитель; 3 – балласт

Высокоэффективными являются тарелки с прямоточными клапанами (рис. 2.9). Они открываются под углом к плоскости тарелки и создают

перекрестно-прямоточное движение фаз, что способствует снижению межтарельчатого уноса жидкости и увеличению пропускной способности по жидкости и пару.

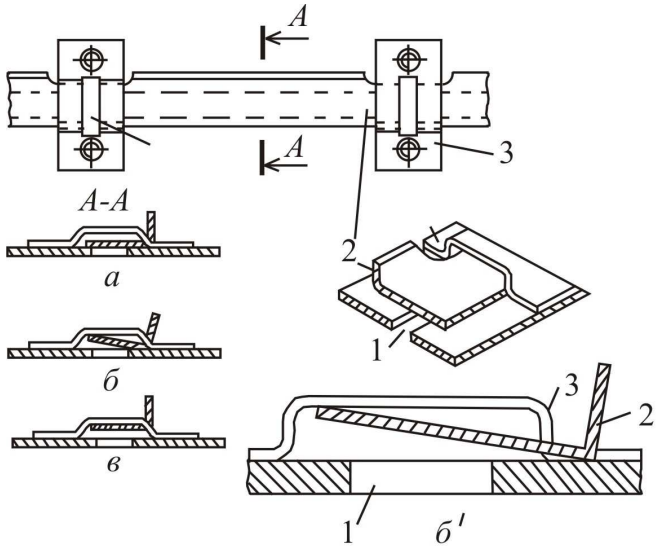


Рис. 2.8. Устройство прямоугольного клапана: 1 – прорези в тарелке; 2 – клапан (а – при малом; *б*, *б´* – при среднем; в – при большом); 3 – ограничительные скобы

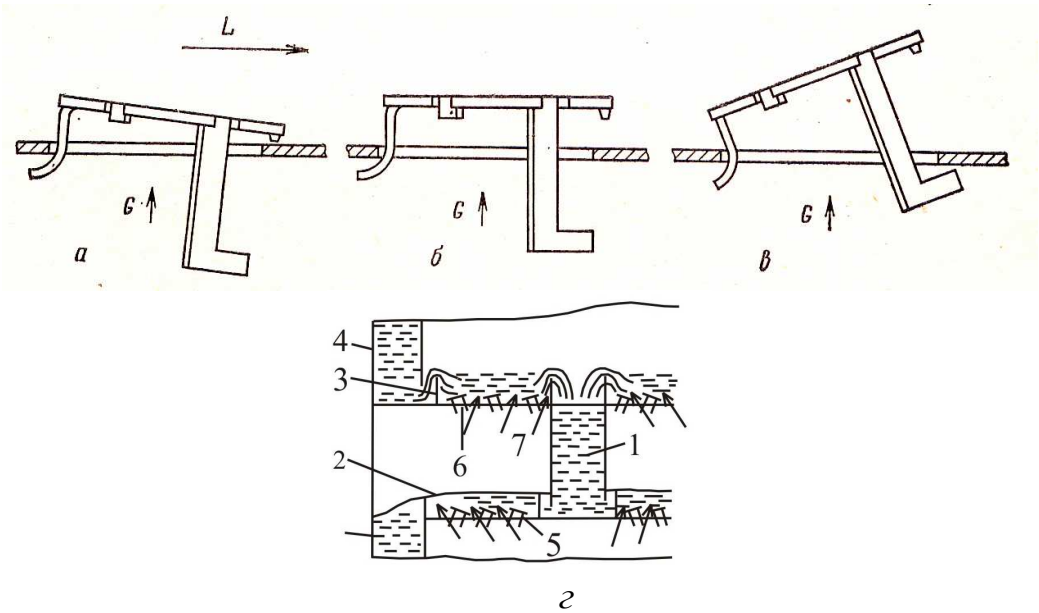


Рис. 2.9. Устройство и действие прямоточных клапанов: *а* – при минимальных нагрузках; *б* – при средних (неустойчивое положение); *в* – при максимальных нагрузках; *г* – схема работы двухпоточных тарелок при максимальных расходах газа: 1 – переливные перегородки; 3 – затворные планки; 4 – корпус колонны; 5,6 – отверстия в тарелках; 7 – основа

К достоинствам клапанных тарелок следует отнести, прежде всего, их гидродинамическую устойчивость и высокую эффективность в широком интервале изменения нагрузок по газу. К недостаткам этих тарелок относится их повышенное гидравлическое сопротивление, обусловленное весом клапана, и усложнения конструкции тарелки, а также возможность закапсюлирования клапана или его срыва при гидравлическом ударе.

В настоящее время известны более ста различных типов и модификаций клапанных тарелок, поэтому представляет значительный интерес разработка универсальных методов расчета эффективности контактных устройств этого класса.

Струйные тарелки

На таких тарелках газовые (паровые) струи движутся в направлении потока жидкости под некоторым углом относительно потока. Струйные тарелки также называют просечными, чешуйчатыми, пластинчатыми и т.д. Струйный режим начинается при скорости газа в отверстиях более 12–15 м/с (для атмосферных колонн).

Направление движения газа в двухфазном слое определяется формой просечного элемента (чешуи), выполненного в виде полукруглого язычка и отогнутого под некоторым углом к горизонтали. Направленный ввод газа в сторону сливного устройства стимулирует транспорт жидкости на тарелке, что позволяет повысить расход до 200 $м^3/(ч \cdot м)$ практически без гидравлического градиента, а максимальная допустимая скорость в свободном сечении колонны может быть на 40–50 % выше, чем для ситчатых или клапанных тарелок перекрестного типа.

Пластинчатые тарелки. В отличие от рассмотренных в предыдущих главах тарелок эти тарелки работают при однонаправленном движении фаз (рис. 2.10). На пластинчатой тарелке жидкость, движение которой показано на рисунке сплошными стрелками, поступает с вышележащей тарелки в гидравлический затвор 1 и через переливную перегородку 2 попадает на тарелку 3, состоящую из ряда наклонных пластин 4. Дойдя до первой щели, образованной наклонными пластинами, жидкость встречается с газом (пунктирные стрелки), который с большой скоростью (20–30 м/с) проходит сквозь щели.

При этом происходит частичное диспергирование жидкости паровым (газовым) потоком и отбрасывание ее к следующей щели, где процесс

взаимодействия фаз повторяется. Поэтому на такой тарелке жидкость с большой скоростью в основном в виде капель движется от переливной перегородки 2 к сливному карману 5. На пластинчатых тарелках нет необходимости в установке переливного порога у кармана 5, что уменьшает их гидравлическое сопротивление.

Таким образом, пластинчатые тарелки работают в иных, чем обычные барботажные тарелки, гидродинамических условиях: жидкость на тарелке становится дисперсной фазой, а газ – сплошной. Такой гидродинамический режим может быть назван *капельным*; он позволяет создавать большие нагрузки по жидкости и газу в колоннах с пластинчатыми тарелками.

К достоинствам пластинчатых тарелок относят достаточно низкое гидравлическое сопротивление, большие допустимые нагрузки по жидкости и газу, небольшой расход материала на их изготовление. Недостатками пластинчатых тарелок являются сложность подвода и отвода теплоты, невысокая эффективность при низких нагрузках по жидкости и др.

Разработаны другие конструкции тарелок с однонаправленным движением фаз, например *чешуйчатые* (рис. 2.11), принцип действия которых аналогичен работе пластинчатых тарелок.

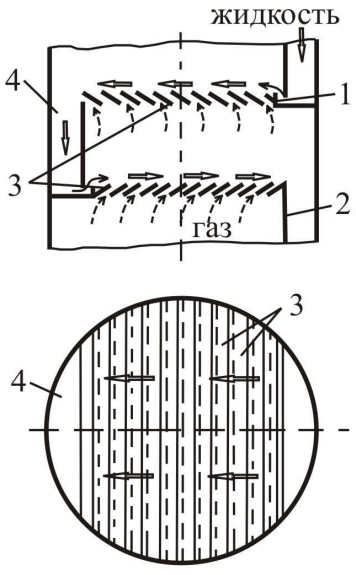


Рис. 2.10. Устройство пластинчатых тарелок:
1 – гидравлический затвор;
2 – переливная перегородка;
3 – пластины; 4 – сливной карман

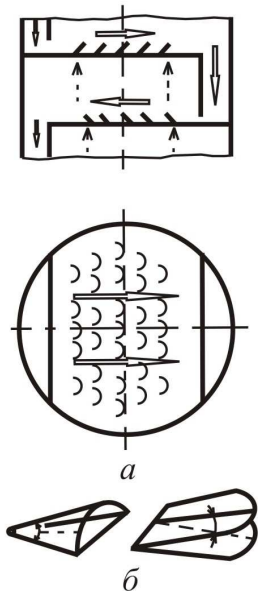


Рис. 2.11. Устройство и действие чешуйчатых тарелок: *а* – схема потоков газа (пунктир) и жидкости (сплошные стрелки) на тарелках; *б* – типы чешуек (арок)

В МИХМ'е были разработаны и прошли исследования на лабораторных и крупных модельных установках тарелки с направленным вводом газа в жидкость, в конструкцию которых заложен принцип продольного секционирования. Эти тарелки являются барботажными, высота слоя жидкости на них, как и на обычных тарелках с перекрестным током газа и жидкости, определяется переливной планкой. Рабочая часть тарелок новой конструкции снабжена просечными элементами, выполненными в виде полукруглого язычка, отогнутого под углом $\alpha_{пр}$ к горизонтали (рис. 2.12, *а*), или прямоугольными клапанами с односторонним выходом газа (рис. 2.12, *б*). Просечки или клапаны располагаются параллельно сливной перегородке и открываются в соседних рядах в противоположные стороны. Вдоль потока жидкости тарелка разделена вертикальными секционирующими перегородками на ряд лотков. Поскольку, вследствие направленного ввода газа, имеется горизонтальная составляющая скорости газа, вертикальные перегородки выполняют важную для этих тарелок роль – они являются сепарирующими устройствами для капель жидкости, вылетающих из газожидкостного слоя. В то же время эти перегородки не оказывают сопротивления движению жидкостного потока.

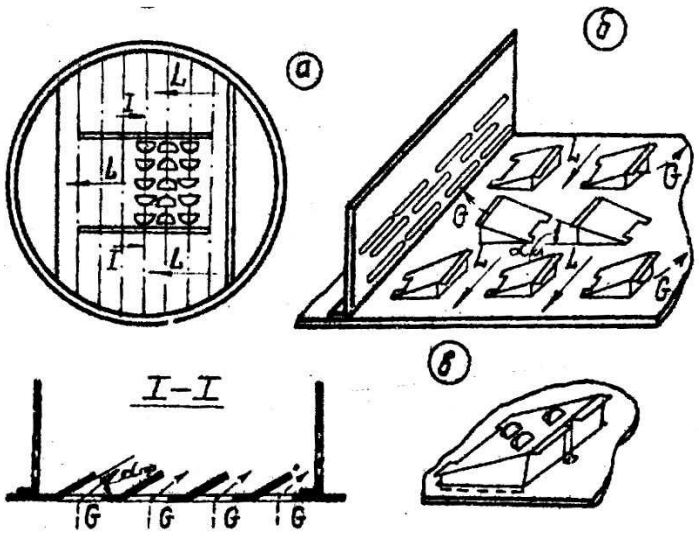


Рис. 2.12. Конструктивная схема продольно-секционированных тарелок с направленным вводом газа в жидкость. *а* – вид в планке тарелки с просечными элементами; *б* – элемент клапанной тарелки; *в* – прямоточный клапан с просечками

Другим вариантом конструкции может быть тарелка с клапанами, имеющими язычковые просечки, открывающиеся в сторону, противоположную открытию клапанов (рис. 2.12, *в*). Истечение газа из

просечек навстречу потоку газа, выходящему из-под клапана, приводит к компенсации локальных скоростей по высоте газо-жидкостного слоя, что позволяет дополнительно повысить нагрузки по газу.

В конструкции тарелок с направленным вводом газа в жидкость заложена еще одна возможность: при необходимости пропуска через тарелку значительных количеств жидкости (что обычно имеет место при абсорбции, ректификации под давлением) целесообразен поворот просечек или клапанов на определенный угол β = 15–30º. В этом случае направленный ввод газа стимулирует транспорт жидкости через тарелку. В сопоставительных экспериментах, проведенных в ГИАП на лотке длиной 6 м и шириной 0,3 м была зафиксирована устойчивая работа тарелки с просечками, повернутыми на угол β = 30º, при нагрузке по жидкости 200 $м^3/(ч \cdot м)$ практически без гидравлического градиента. Отметим, что тарелки других типов – ситчатые, колпачковые при значительно меньших нагрузках были не работоспособны из-за значительного гидравлического градиента.

Идея управления уносом жидкости за счет организованного взаимодействия газожидкостных струй с секционирующими перегородками и комбинированная схема направленного ввода газа в жидкость воплощены в конструкции просечной тарелки с V-образными продольно-секционирующими перегородками, рис. 2.13 [12].

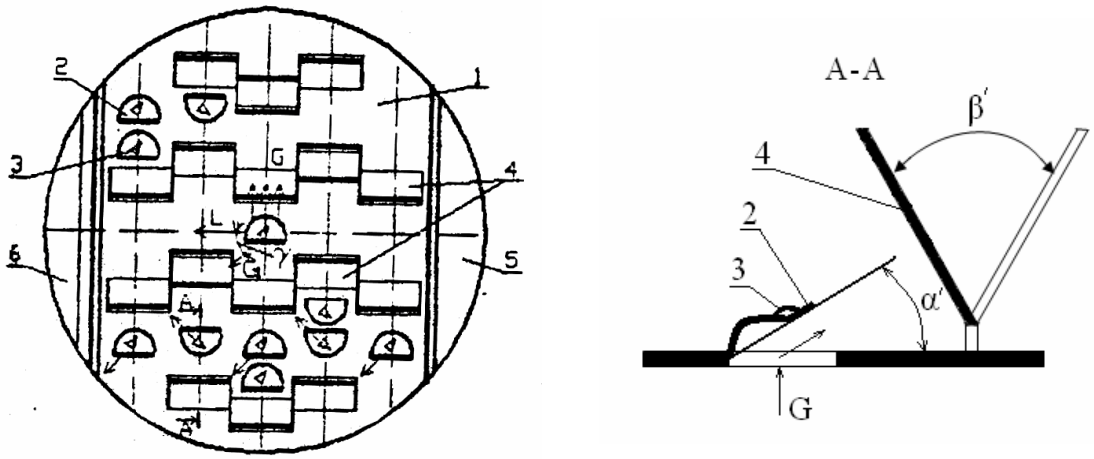


Рис. 2.13. Схема контактной тарелки (α' – угол отгиба просечек; β' – угол между наклонными пластинами; γ – угол поворота дополнительных просечек; *L* – направление потока жидкости на тарелке; *G* и G_1 – направление газовых струй): 1 – полотно тарелки; 2 – основные просечки; 3 – дополнительные просечки; 4 – *V*-образные секционирующие перегородки; 5 – приемный карман; 6 – переливной карман.

Зависимость относительного уноса жидкости от угла β' при прочих равных условиях легко проследить по следующим данным (W_G = 3,25 м/с).

β', град	30	45	60	75	90	105
$e \cdot 10^2$, г(ж)/кг(г)	9,90	8,24	7,02	6,91	6,72	6,74

Полученный результат объясняется тем, что при взаимодействии газожидкостных струй (сформированных просечками с углом отгиба α', рис. 2.13) с V-образными перегородками (с углом β' между наклонными пластинами, рис. 2.13) обеспечивается не только исключение у отраженных капель и брызг вертикальной составляющей скорости, направленной вверх (при β' ≈ α'), но и перемена ее знака (при β' > α'), т.е. отраженные от преграды капли и брызги приобретают вертикальную составляющую скорости, направленную вниз, и возвращаются на тарелку.

Эффективность массопереноса по Мерфи у тарелок с V-образными продольно-секционирующими перегородками (при β' = 2α' = 60°) примерно в 1,2 раза выше, чем у тарелок с вертикальными продольно-секционирующими перегородками.

2.2. Конструкции тарелок

Ниже приведен обзор работ отечественных и зарубежных исследователей по конструкциям, режимам работы и эффективности массообменных тарелок.

В работе [12] приведены результаты крупномасштабных гидродинамических и кинетических испытаний контактных тарелок с направленным вводом газа в жидкость, снабженную вертикальными и U-образными, продольно-секционирующими перегородками. Представлены характеристики испытанных тарелок.

В [13] предлагается колпачковая тарелка для массообменных колонн, допускающая варьирование в широких пределах нагрузок при оптимальном газораспределении. Тарелка характеризуется простотой конструктивного исполнения при ограниченном числе подвижных деталей и креплений, допускается простой монтаж и демонтаж. Тарелка оснащена большим числом параллельно смонтированных, по меньшей мере двумя направляющими держателями, при этом колпачки ограничивают продольные паровые камины. Приводятся особенности функционирования предлагаемой колпачковой тарелки.

В [14] запатентована клапанная тарелка, содержащая перфорированное основание с клапанами в виде пластин, снабженных отогнутыми вниз боковыми стенками с ограничителями подъема поворота и выхода в бок пара (газа). Отличается тем, что пластины снабжены дополнительно отогнутыми вверх боковыми стенками с ограничителями опускания с меньшими высотой и шириной, чем высота и ширина боковых стенок, отогнутых вниз и пальцами оси, расположенной между ними.

Фирма «*Koch–Glitsch Gmbh*», всемирно известная предложениями по массообменным системам, взяла на себя производство высокопроизводительных тарелок массообменных колонн [15]. Наряду с тарелками «*Koch–Glitsch*» производит структурные насадки, нерегулярные насадочные элементы и катализаторы.

В работе [16] анализируется механизм тепло- и массопередачи и контактного течения газ-жидкость на тарелках с волнообразными отбойниками. Применение этого типа тарелок для разделения системы вода-метанол показала, что они высокопроизводительные, работают со сниженным флегмовым соотношением, с низким перепадом давления, с низким энергопотреблением и высоким экономическим эффектом, позволяющие легко контролировать работу колонны. Данный тип тарелок может быть использован во многих химических процессах.

В результате обработки имеющихся в литературе данных, в [17] получены уравнения для расчета максимальной скорости пара, проходящего через отверстия ситчатых тарелок. Продемонстрировано очень хорошее соответствие между расчетными и измеренными значениями. Приведено соотношение (в неявном виде) для расчетов максимальной скорости пара при низких значениях поверхностного натяжения. Отмечены преимущества использования предложенной методики.

Метод проектирования энергосберегающей тарелки и ее гидродинамические аспекты, гидродинамические аспекты 95 конструкций тарелок, краткое изложение замечаний по предыдущему исследованию авторов описывается в работе [18].

Новая конструкция слива для тарелок ректификационных колонн, представленная в работе [19], состоит из двух направляющих устройств, расположенных на периферии тарелки и снабженных наклонными просечками, обеспечивающими создание горизонтального потока жидкости и газа по площади тарелки и на выходе из сливного устройства. Патентуемый слив может быть использован в ректификационных колоннах с ситчатыми, колпачковымии и другими видами тарелок и позволяет улучшить условия протекания процессов тепло- и массообмена в аппаратах указанного класса.

В [20] представлены результаты исследований, цель которых – сравнение динамических характеристик насадочных и тарельчатых колонн. Для насадочной колонны разработана динамическая математическая модель, которая была использована для изучения характеристик системы фракционирования смеси бензола, толуола и окислов периодического действия. Те же самые расчеты были выполнены для такой же системы с тарельчатой дистиляционой колонной. Представлено сравнение результатов моделирования динамических характеристики двух типов колонн. Численное моделирование было выполнено при помощи пакета программ «*SPEEDUP*», ориентированных на решение дифференциально-алгебраической системы [20].

Разработана и внедрена [21] конструкция массообменной тарелки с увеличенной рабочей площадью, в которой гидрозатвор статического типа позволяет направлять поток жидкости на стенку колонны, создавая ее пленочное течение. Конструкция переливного устройства полностью исключает недостатки тарелок фирм *Norton* и *Glitsch*. Приводятся результаты экспериментов по производительности разработанной конструкции тарелки.

В работе [22] представлены результаты экспериментальных исследований распределения уноса по длине переливной ситчатой тарелки, работающей в диапазоне малых плотностей орошения, при скоростях газа, отнесенных к рабочей площади тарелки, обеспечивающих устойчивую работу. Анализ литературных данных показывает, что определяемая в эксперименте величина уноса зависит от используемого метода его измерения: непосредственное измерение капельного уноса сепарационными устройствами, ввод в поток жидкости трассера с последующим титрованием или фотоколориметрическим анализом. Основной задачей является выяснение распределения уноса по длине тарелки. Для этого использовали метод, основанный на непосредственном улавливании уносимой жидкости с помощью сепарационных устройств и измерение ее количества объемным методом.

Известно, что общая стоимость работ по устранению засоров в колоннах оценивается суммой более миллиарда долларов. Между тем механизм засорения во многом известен. В университете Карлсруэ создана опытная установка, на которой можно исследовать засорение абсорбционных колонн. Засорение путем седиментации, кристаллизации и выпадения в осадок здесь рассматривают отдельно, идентифицируя благоприятные условия эксплуатации [23].

При переработке тяжелых углеводородных смесей обычно применяется вакуумная ректификация.

Одной из основных конструкций тарелок, применяемых в вакуумных аппаратах, является струйная тарелка с отбойниками. Тарелка (рис. 2.14) [24] состоит из основания, перекрывающего все сечение колонны, за исключением переливных устройств и наклонно расположенных отбойников. Основание выполняется из просечно-вытяжного или просечного листа, а отбойники – только из просечно-вытяжного листа. Отличительной особенностью конструкции данной тарелки является строго заданное направление просечки листов основания и отбойников. Просечно-вытяжные листы основания тарелки уложены так, что отогнутые кромки листов образуют острый угол с плоскостью тарелки в направлении к переливному устройству. На отбойнике отогнутые кромки просечно-вытяжных листов направлены вниз в сторону слива жидкости с тарелки и образуют с плоскостью тарелки также острый угол.

Тарелка не имеет сливной планки на выходе жидкости. Основные размеры тарелки связаны следующим условием: чем больше угол наклона просечки листа основания, тем меньше должен быть угол наклона отбойников. Оптимальные условия работы достигаются, когда направление просечки отбойников к основанию образует угол примерно 30 °.

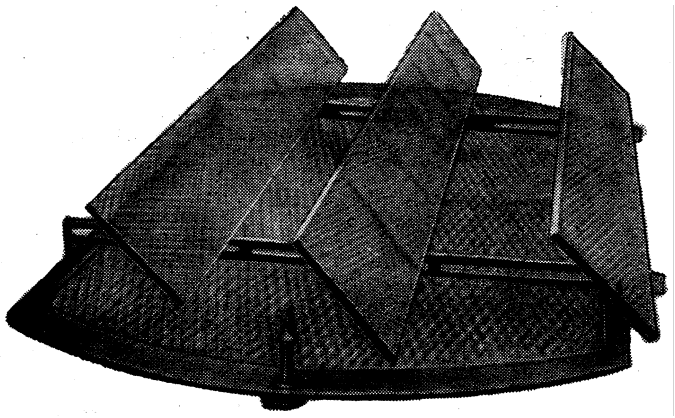
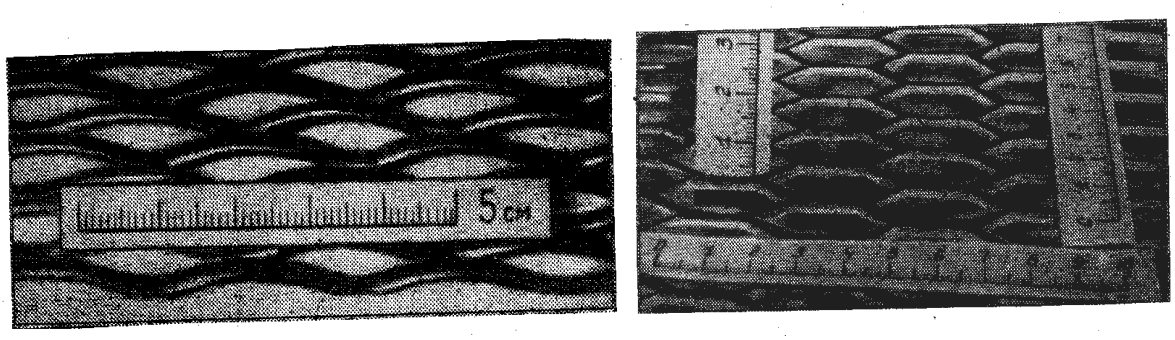


Рис. 2.14. Струйная тарелка с отбойниками

Для просечно-вытяжного листа основания тарелки оптимальный угол наклона просечки составляет 30°, а свободное сечение – 20 %. Отбойные устройства изготавливаются из просечно-вытяжного листа со свободным сечением 30 и 50 % (рис. 2.15), то есть с большим сечением, чем листы основания тарелки. Оптимальным углом наклона просечки листа для отбойников можно считать также угол примерно 30 °.



а *б*

Рис. 2.15. Просечно-вытяжной лист со свободным сечением 30 или 50 % (*а*) и с прямоугольной формой просечки (*б*)

Для просечного листа основания тарелки оптимальный угол наклона просечки равен 50 ° независимо от свободного сечения листа.

При применении просечно-вытяжного листа в основании тарелки пар более равномерно распределяется по сечению колонны, чем в случае применения просечного листа.

Для условия форсированной работы тарелок оптимальный угол наклона отбойников равен 60–70 °, высота отбойников – 150 мм, высота расположения отбойников 30–65 мм. Тарелка, предназначенная для работы в условиях глубокого вакуума, должна обладать следующими конструктивными особенностями.

Рабочая площадь ее должна составлять 85–90 %, а свободное сечение не менее 12–15 % от сечения колонны. Барботажные устройства должны иметь минимальное число поворотов парового потока. Все элементы по возможности должны иметь скругленную форму. Уровень жидкости на тарелке должен быть минимальным. Соблюдение этих условий обеспечит минимальную потерю напора парового потока. Поскольку вакуумные колонны имеют обычно большой диаметр, то к их тарелкам предъявляются еще требование высокой надежности в работе, то есть уверенность в равномерной и устойчивой работе тарелки всем сечением. Для обеспечения этого очень часто в вакуумных колоннах ставят еще колпачковые тарелки с круглыми колпачками при минимальном погружении прорезей.

Аналогичная конструкция выпускалась заводом «Германия. Карл-Маркс-Штад» (рис. 2.16). Колонны с такими тарелками работают при больших нагрузках: по сравнению с колпачковыми – на 50 %, по сравнению с клапанными – на 25 %. Тарелка Перформ производится для колонн диаметром от 1,2 до 7,5 м.

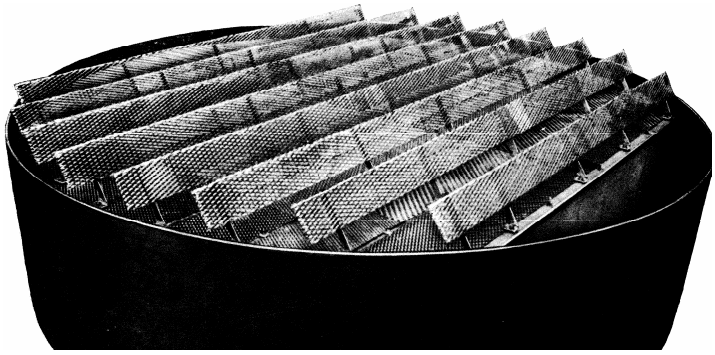


Рис. 2.16. Тарелка Перформ

Для работы в условиях повышенной жидкостной нагрузки, кроме решетчатых тарелок провального типа, можно применять также некоторые переливные тарелки, например каскадные тарелки Коха (рис. 2.17, *а*) [25, 26] их модификации (рис. 2.17, *б*) [27], разновидности тарелок Бентури (рис. 2.18) [28] и одну из тарелок Киттеля (рис. 2.19) [29–31].

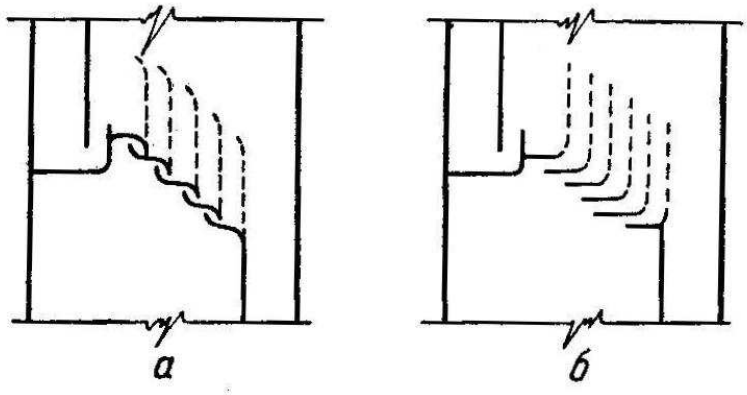


Рис. 2.17. Каскадная тарелка Коха *а*, ее модификация *б*

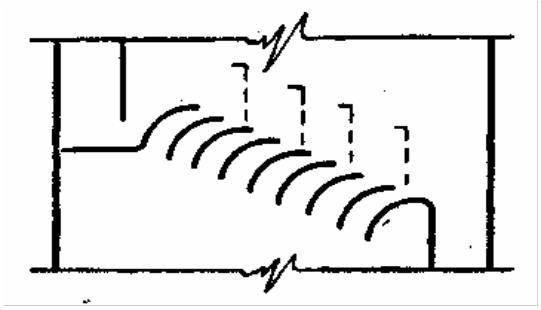


Рис. 2.18. Разновидность тарелки Бентури

Тарелки с переливами для работы при повышенных нагрузках по жидкости должны иметь контактное устройство, способствующее движению жидкости по ее поверхности, и переливное устройство, площадь

которого обеспечивала бы спокойный безударный слив жидкости. На тарелках Коха и Бентури первое условие выполняется за счет каскадного расположения элементов, а на тарелке Киттеля – за счет просечного листа, который создает направленный поток пара, способствующий движению жидкости. Второе условие выполняется тем, что переливные устройства занимают большую часть поперечного сечения колонны (до 40 %), и тем, что создаются специальные успокаивательные зоны для обеспечения спокойного ввода и слива жидкости.

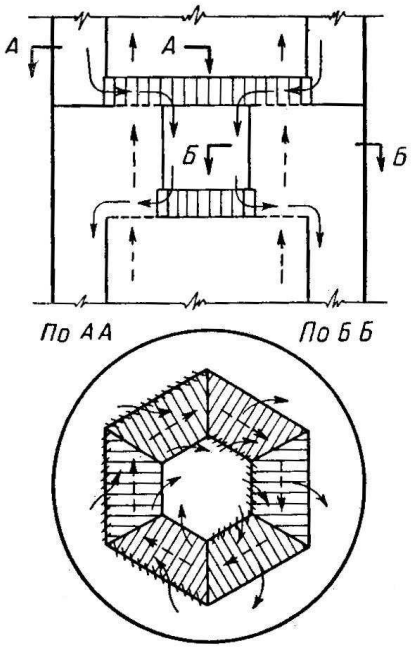


Рис. 2.19. Тарелка Киттеля, предназначенная для работы при больших нагрузках по жидкости

Каскадные промывные тарелки различаются, во-первых, по расположению элементов (горизонтальное или наклонное) и, во-вторых, по форме выполнения самих элементов [32]. На рис. 2.20 показаны различные каскадные промывные тарелки, применяемые в промышленности.

Тарелки сегментные и типа «диск–кольцо» с горизонтальным расположением элементов имеют отверстия для прохода жидкости диаметром от 8 до 10 мм. Свободное сечение разреза составляет не менее 30 % от площади сечения колонны. Расстояние между полками в промышленных колоннах принимают не менее 400 мм.

Более сложные по конструкции полочные тарелки применяют в случаях, когда при применении других тарелок получают большие расстояния между ними [33]. Элементы полочных тарелок не имеют

отверстий, и жидкость сливается с них только через зубчатые сливные планки. Для равномерной работы подобных тарелок вверху необходимо иметь надежный распределитель жидкости. Свободное сечение для прохода пара у полочных тарелок принимается таким же, как и у других тарелок. Каскадные промывные тарелки с горизонтальным расположением элементов применяются главным образом на чистых жидкостях.

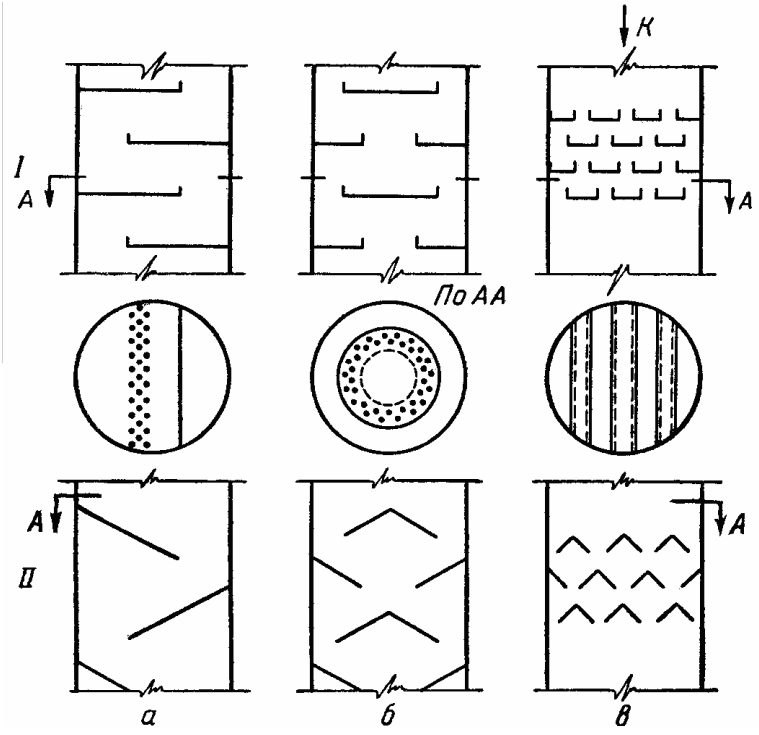


Рис. 2.20. Конструкции каскадных промывных тарелок: I – с горизонтальным расположением элементов, II – с наклонным расположением элементов; *а* – сегментные, *б* – «диск–кольцо», *в* – полочные

В колоннах установок каталитического крекинга, где вместе с паром увлекается катализатор, применяются тарелки с наклонно расположенными элементами, которые значительно меньше засоряются и обеспечивают лучшую отмывку пара от каталитизаторной пыли. Для уменьшения общей высоты колонн большого диаметра применяют полочные тарелки вместо сегментных или типа «диск–кольцо». Максимальный угол наклона элементов можно принимать 30°. Остальные размеры принимаются такими же, как и для тарелок с горизонтально расположенными элементами.

Ю.К. Молокановым разработана струйная тарелка [34], схема которой представлена на рис. 2.21. Тарелка состоит из собственно тарелки

1 с сопловыми отверстиями 2 и отбойных перегородок 3. Жидкость с вышележащей тарелки через переливное устройство поступает на нижележащую тарелку, а затем – в сопло, образованное отогнутым краем отбойной перегородки и основанием тарелки.

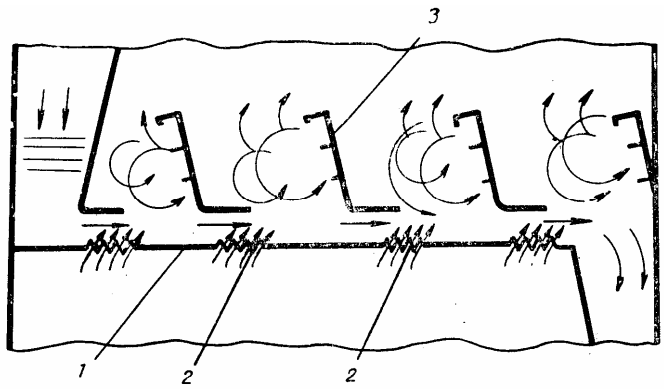


Рис. 2.21. Контактная струйная тарелка [34]

Пар с нижерасположенной тарелки распределяется по сопловым отверстиям 2 и с большой скоростью под углом к горизонту входит в жидкость. В результате взаимодействия образуется парожидкостная смесь, которая направляется на отбойные элементы 3. Благодаря горизонтальной составляющей скорости у потока пара при выходе из сопловых отверстий 2, жидкость через сопло засасывается из предшествующей по ходу движения секции и происходит транспортировка ее от приточной стороны тарелки к сточной. Использование такой тарелки позволяет увеличить время контактирования фаз при больших расходах, интенсифицировать процесс массопередачи за счет удара двухфазной смеси о сплошные отражательные перегородки и увеличить производительность и эффективность струйных тарелок.

Контактная тарелка [35] (рис. 2.22) для колонных аппаратов состоит из конического основания 1, на поверхности которого тангенциально по отношению к переливной трубе 2, расположенной в центре, устанавливаются жалюзийные элементы 3 поддона 4. Поступающая на тарелку жидкость контактирует с паром, проходящим через жалюзийные элементы 3, и за счет направленного движения пара жидкость вращается. Вращаясь по тарелке, жидкость передвигается к переливной трубе 2 и стекает в нее. Пройдя через переливную трубу, направляется поддоном 4 на периферийную часть нижерасположенной тарелки. Пар, проходя через жалюзийные элементы, контактирует в первый раз с жидкостью, поступившей на тарелку, а затем, поднимаясь вверх, вторично

контактирует в межтарельчатом пространстве с жидкостью, стекающей с поддона 4. Для равномерного поступления жидкости на периферийную часть нижерасположенной тарелки поддон имеет зубчатую форму.

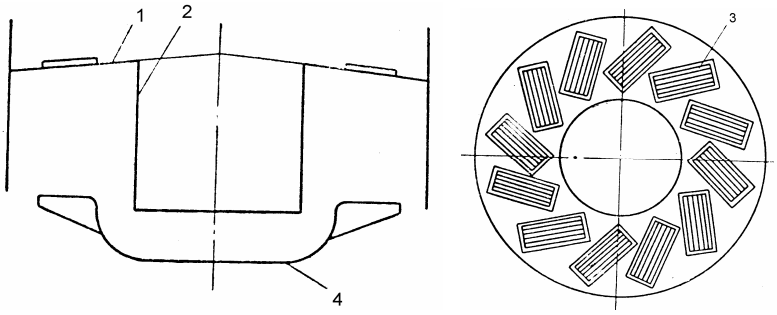


Рис. 2.22. Контактная тарелка для колонных аппаратов [35]

Тарелка [36] снабжена распределительными элементами в виде перевернутых стаканов 3 с боковыми 4 и верхними 5 окнами для прохода пара (рис. 2.23, 2.24). Внутри каждого стакана размещен плавающий клапан 6 с центральным отверстием 7 и отбортовкой 8 по периферии для перекрытия под действием парового потока либо боковых, либо верхних окон (рис. 2.24). Тарелка 1 также содержит переливные патрубки 2. При низких паровых нагрузках окна 4 перекрыты, окна 5 открыты. При увеличении нагрузок клапан 6 поднимается, и окна 4 открываются. При наибольших нагрузках перекрыты окна 5 и пар барботирует только через окна 4. Таким образом происходит саморегулирование паровой нагрузки. Для завихрения потока окна снабжены профилированными завихрителями 9 и 10 (рис. 2.24).

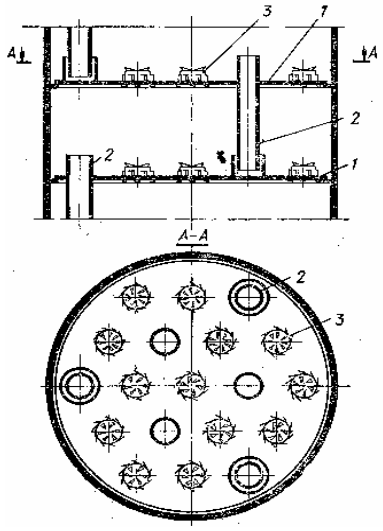


Рис. 2.23. Тепломассообменная тарелка с переливными патрубками

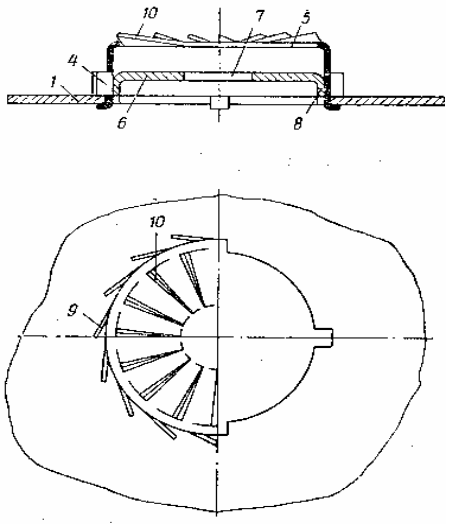


Рис. 2.24. Распределительный элемент тарелки

Паровой поток, поступая через прорези, контактирует с жидкостным потоком. Капли жидкости, увлекаемые газом, отбрасываются центробежной силой к стенке аппарата. Это обеспечивает надежную сепарацию парового потока, идущего на вышележащую тарелку.

Тарелка, разработанная группой авторов [37], состоит из основания 1 с контактными элементами, сливной перегородки 2, кармана 3, отбойных элементов 4 и перегородок 5 (рис. 2.25). В качестве контактных элементов основания могут быть использованы отверстия, щели, клапаны, колпачки и так далее. Отбойные элементы 4 наклонены к основанию 1 под углом β. В отбойных элементах 4 выполнены каналы 6, которые направлены к основанию 1 тарелки в сторону перелива жидкости. Верхний край каждого отбойного элемента 4 соединен перегородкой 5 с нижним краем смежного отбойного элемента, расположенного со стороны, противоположной сливной перегородке 2. Верхний край перегородки 5 перекрывает зазором вершину отбойного элемента 4 и направлен вниз. В нижней части перегородки 5 выполнена щель. Плоскость перегородки 5 имеет угол α наклона к плоскости основания, который больше угла β наклона отбойных элементов.

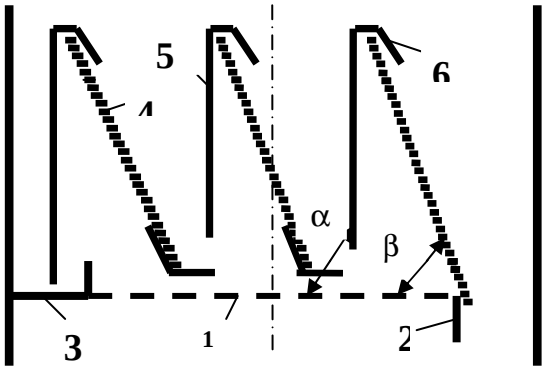


Рис. 2.25. Тарелка с отбойными элементами

Наличие на тарелке с отбойными элементами перегородок, соединяющих верхний край каждого отбойного элемента с нижним краем смежного отбойного элемента, расположенного со стороны, противоположной сливной перегородке, обеспечивает при высоких скоростях пара совместное движение пара и жидкости через каналы в отбойных элементах, что позволяет увеличить эффективность массопередачи на 20 % и производительность по пару – на 40 %.

Авторами [38] предложена тарелка, включающая перфорированное основание 1 с центральным переливным устройством 2 и спирально уложенной перегородкой 6 (рис. 2.26). Для улучшения условий сепарации

на тарелке установлена цилиндрическая перегородка 3 с крышкой 4 и направленным вниз патрубком 5. Основание может быть выполнено с направленными прорезями, размещенными по спирали.

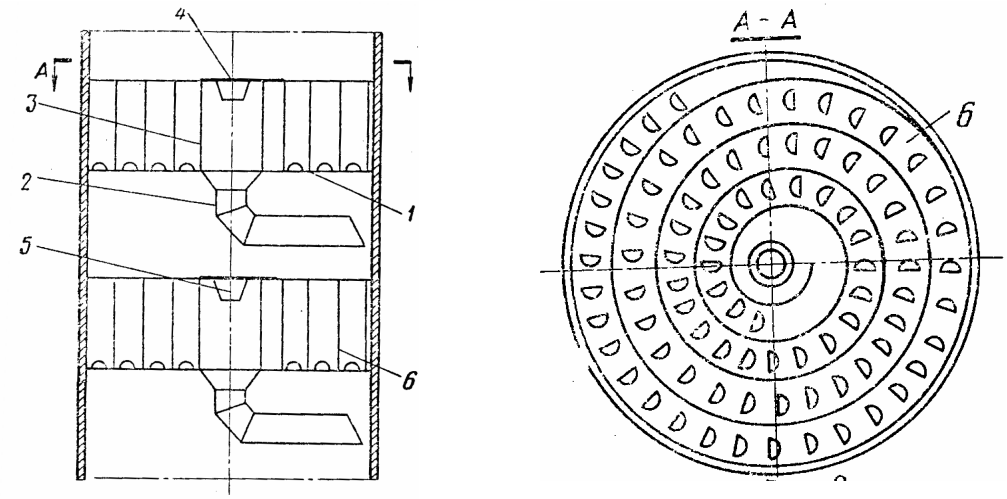


Рис. 2.26. Тарелка со спиральной перегородкой

Поток жидкости поступает на тарелку по внутренней стенке аппарата из его верхней части. Под воздействием парового потока, проходящего через прорези основания, жидкость устремляется по спиральному каналу к центру тарелки. Проходя путь от края диска к центру, жидкость и некоторая часть пара попадает в цилиндрическую перегородку, в которой происходит сепарация пара, выходящего через патрубок, а жидкость, сохранившая вращательное движение, направляется в центральное переливное устройство, через которое отводится к стенке аппарата к наружному спиральному витку нижележащей тарелки.

Интерес к струйным тарелкам проявляли разработчики [38–42]. Конструкции всех этих авторов включают полотно, снабженное однонаправленными чешуйками и тангенциальными направляющим пластинами (рис. 2.27). Благодаря чешуйкам формируется направленное движение парового потока на входе в слой жидкости. Это приводит к закручиванию парожидкостной смеси на тарелке. Кроме того, парожидкостная смесь приобретает дополнительное вращение за счет обтекания вертикальных пластин. Большей вращательной скорости соответствуют большие центробежные силы, которые сепарируют жидкую фазу.

Струйно-направленные тарелки разрабатывались многими авторами [43–48] и успешно внедрялись в вакуумных колоннах (рис. 2.27).

Конструкция такой тарелки содержит основание, образованное профилированными пластинами 1. Над основанием тарелки параллельными рядами установлены отбойники–сепараторы 4. Переливное устройство содержит сливную перегородку 5 и входную переливную планку 6. Паровой поток, проходя через каналы между профилированными пластинами, изменяет направление движения и прижимается к поверхности пластин. При выходе из зазоров между пластинами пар ударяется об отбойники, тем самым снижается вероятность уноса жидкой фазы.

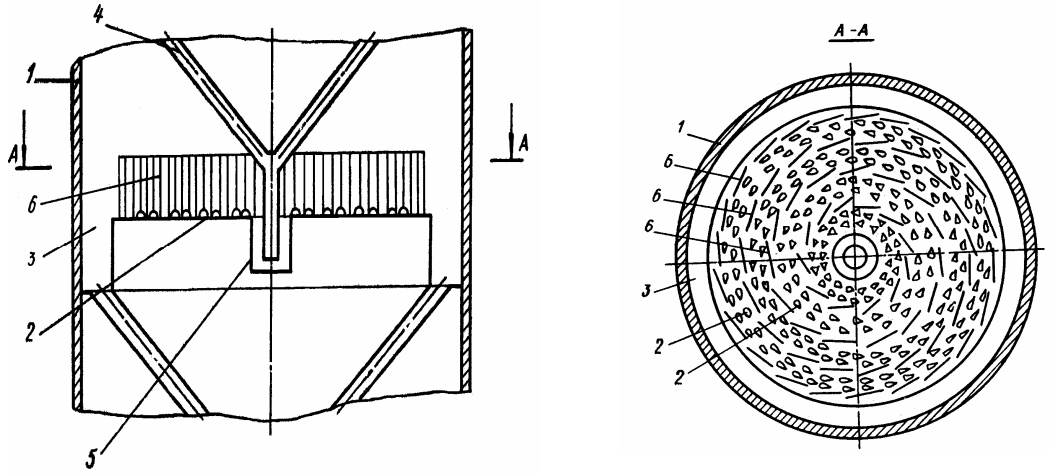


Рис. 2.27. Струйно-напрвленная тарелка

Широкое применение при конструировании массообменных тарелок для вакуумных колонн нашли отбойные элементы (рис. 2.28 и 2.29), расположенные над основанием тарелки и позволяющие эффективно снижать вероятность уноса жидкой фазы на вышерасположенную тарелку [43–45, 47, 49, 50].

Часто в колоннах, работающих под вакуумом, используются различные конструкции комбинированных тарелок (рис. 2.30) [51–54]. На полотне тарелки организуются чередующиеся области с различным способом контакта фаз. При различных нагрузках тарелка работает различными областями, чем обеспечивается равномерная гидродинамическая обстановка на тарелке и высокая эффективность работы колонны во всем диапазоне нагрузок. Однако, следует отметить, что для работы в вакуумных колоннах чаще подходят структурированные насадки.

Перспективными для использования в атмосферных и вакуумных колоннах являются комбинированные тарелки: ситчато-клапанные и жалюзийно-клапанные [55]. Для колонн диаметром от 1 до 4 м нормализованы разборные тарелки с относительным сечением перелива от 4,6 % и более процентов.

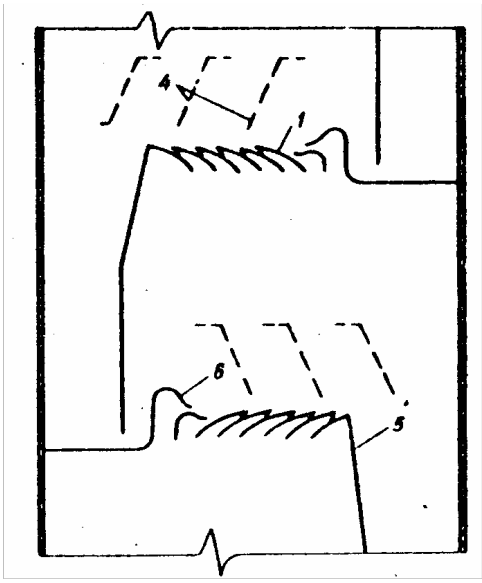


Рис. 2.28. Струйно-направленная тарелка с отбойными элементами [43]

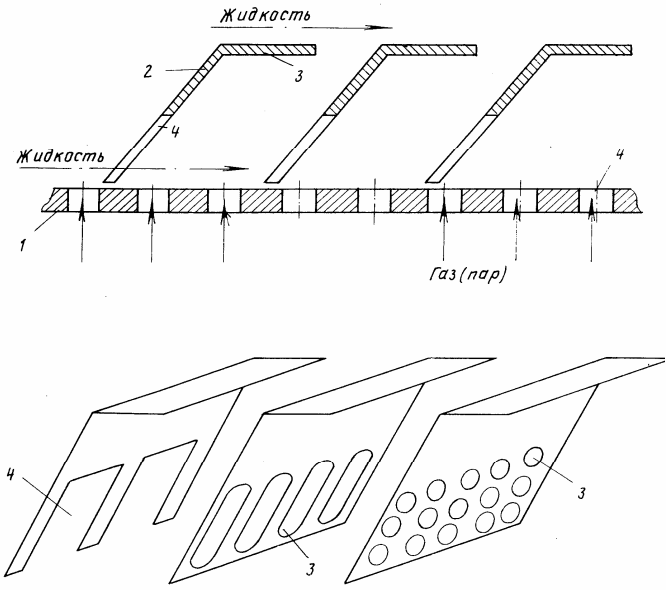


Рис. 2.29. Отбойные элементы

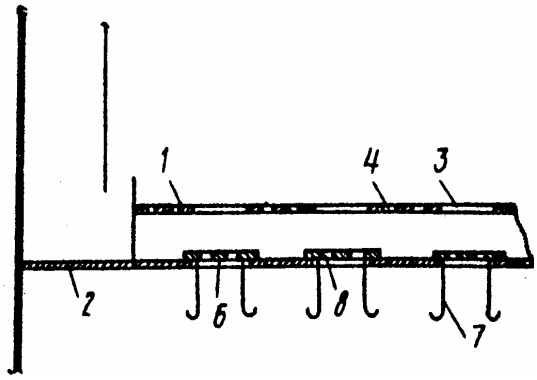


Рис. 2.30. Комбинированная тарелка [54]

Ситчато-клапанные тарелки рекомендуются для установки в колонных аппаратах, работающих под разряжением и при атмосферном давлении, в случаях, когда требуется высокая четкость разделения компонентов. Клапан ситчато-клапанной тарелки (рис. 2.31) выполнен в виде части полого цилиндра, обращенного выпуклой частью в сторону отверстия в основании тарелки. При увеличении количества пара клапан свободно перекатывается по опорной площадке гнезда, и живое сечение тарелки постепенно увеличивается. Гнездо клапана выполнено в виде прямоугольного отверстия с наклоненной вниз опорной площадкой (рис. 2.32). При небольшой скорости газ проходит через цилиндрические отверстия, имеющиеся в полотне тарелки и клапанов. При этом режиме работы клапаны закрыты, и тарелка работает как обычная ситчатая.

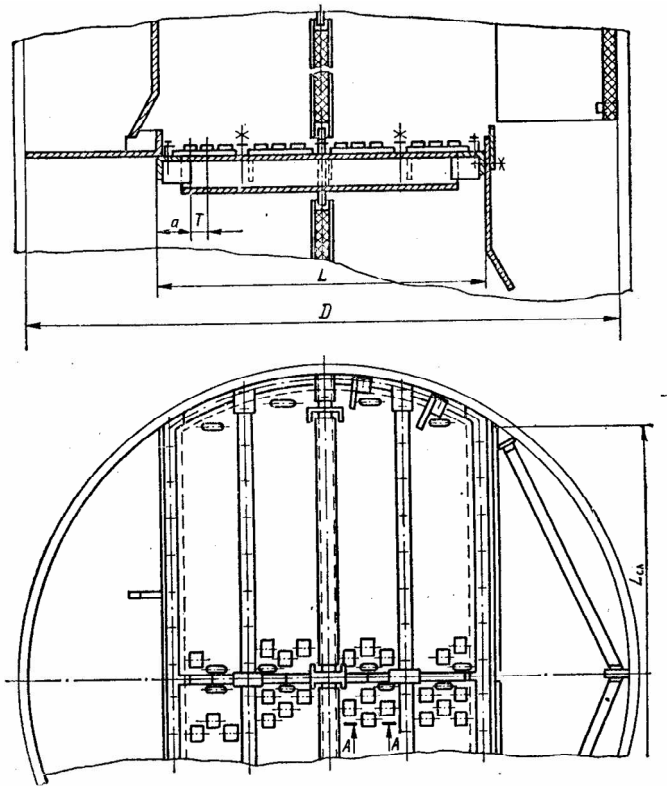


Рис. 2.31. Конструкция ситчато-клапанной тарелки

К преимуществам этих тарелок следует отнести широкий диапазон устойчивой работы, высокую эффективность разделения во всем интервале нагрузок, низкое гидравлическое сопротивление, отсутствие градиента уровня жидкости, надежность в работе.

Жалюзийно-клапанная тарелка состоит из плоского основания с расположенными на нем жалюзийно-клапанными элементами (рис. 2.33). Основной деталью тарелки является жалюзийно-клапанный элемент,

состоящий из металлической рамки с отверстиями, в которые входят цапфы подвижных пластинок.

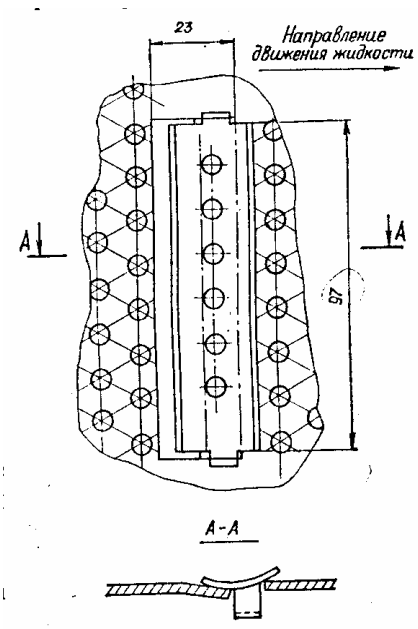


Рис. 2.32. Конструкция клапана ситчато-клапанной тарелки

При изменении расхода пара, поступающего под тарелку, пластинки поворачиваются на цапфах, и пар проходит между ними, перемещаясь над тарелкой под определенным углом. При незначительном расходе пара пластинки поворачиваются на малый угол, при увеличении расхода – до упора в перегородку, которой снабжена рамка. Жидкость перемещается по тарелке за счет направленного движения пара на выходе из жалюзийных элементов.

Жалюзийно-клапанные тарелки также рекомендуется устанавливать на ректификационных и абсорбционных колоннах. Они характеризуются высокой разделяющей способностью при больших нагрузках по пару и жидкости. К преимуществам таких тарелок следует отнести высокий КПД во всем интервале нагрузок по пару и жидкости; более высокие допустимые скорости пара в сечении колонны по сравнению с колпачковыми и клапанными тарелками, малый объем сварочных работ при изготовлении, легкость монтажа и демонтажа тарелок.

Выпускаемые промышленностью жалюзийно-клапанные тарелки бывают двух исполнений: 1 – с относительным свободным сечением от 12,2 до 15,3 % (предназначены в основном для аппаратов, работающих под разрежением и при атмосферном давлении); 2 – с относительным свободным сечением от 8,8 до 11,1 % (предназначены в основном для

аппаратов, работающих под давлением, и в процессах абсорбции). На рис. 2.33 показан элемент жалюзийно-клапанной тарелки.

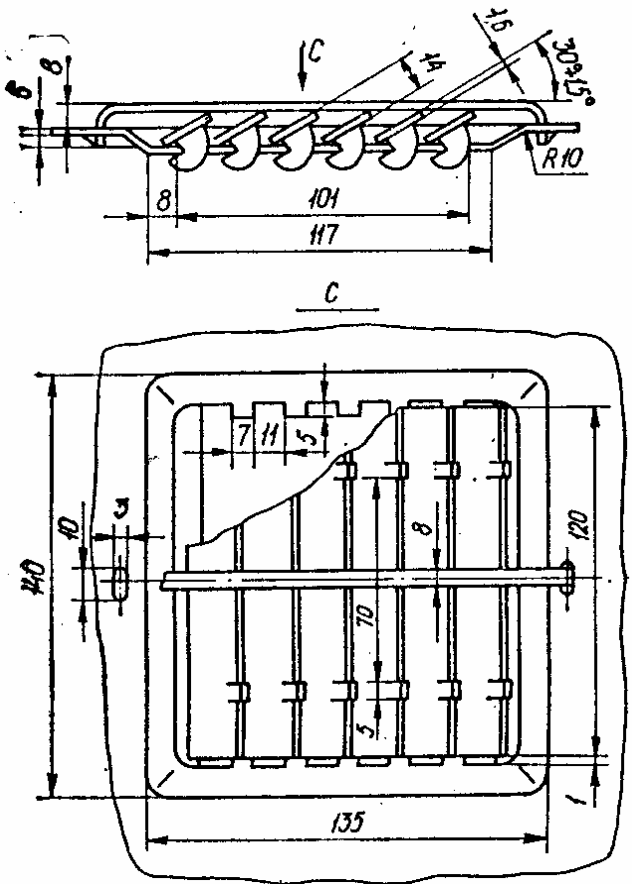


Рис. 2.33. Элемент жалюзийно-клапанной тарелки

Также можно отметить еще одну конструкцию тарелки (рис. 2.34–2.35), в которой для увеличения эффективности и расширения рабочих соотношений нагрузок по пару и жидкости предлагается комбинировать перфорированные пластины с жалюзийными элементами [56]. Тарелка состоит из жалюзийных элементов с подвижными жалюзями 1, которые расположены между перфорированными участками 2. Для ограничения угла открывания жалюзей – ограничители 3. При малых нагрузках по пару тарелка работает, как обычная ситчатая, обеспечивая достаточно полный контакт между фазами. При более высоких нагрузках по пару под напором парового потока начинают открываться пластинки жалюзийных элементов, в результате этого на тарелке создается струенаправленное движение фаз, препятствующее образованию брызгоуноса.

С целью уменьшения времени пребывания жидкости в зоне гидрозатвора, предупреждения образования застойных зон и забивания гидрозатвора твердыми частицами или продуктами полимеризации,

гидрозатвор выполняют из концентрично расположенных вокруг сливных труб цилиндрических колец, установленных с зазором относительно основания тарелки, увеличивающимся к наружному кольцу. В конструкции [57] жидкость из центральной части вышерасположенной тарелки перетекает к периферийной области нижележащей тарелки. Для равномерного распределения жидкости по полотну тарелки переточные каналы установлены по касательным к нижней части перелива, а также над основанием установлен периферийный распределитель в виде кольцевого желоба с переливной планкой.

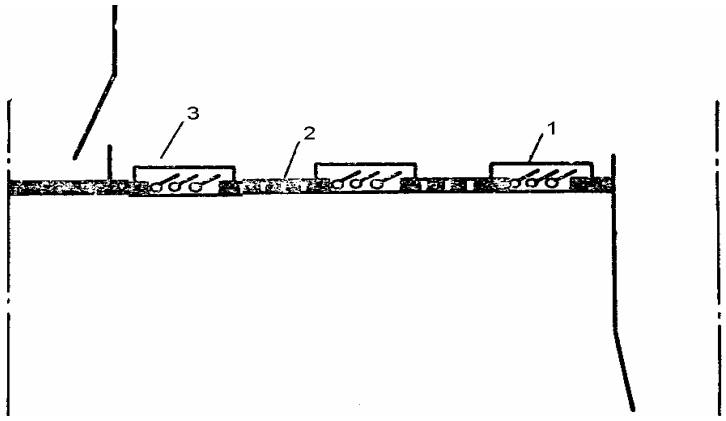


Рис. 2.34. Тарелка [56]. Общий вид

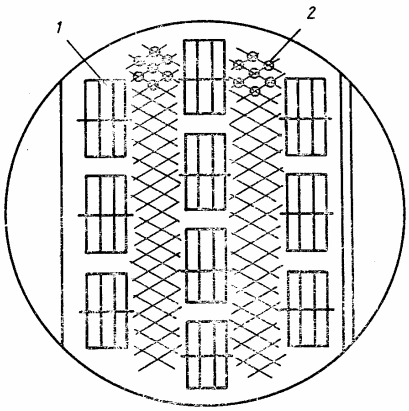


Рис. 2.35. Тарелка [56]. Вид сверху

Авторами [58] запатентована барботажная тарелка, состоящая из ситчатого полотна и клапанов. Тарелка [59] образована из полотна с перфорированными участками и пластинчатых прямоточных клапанов, размещенных на полотне. Однако указанные конструкции обладают сравнительно невысоким диапазоном эффективной работы из-за повышенного уноса жидкости при больших паровых нагрузках. Этого недостатка лишена тарелка [60] (рис. 2.36).

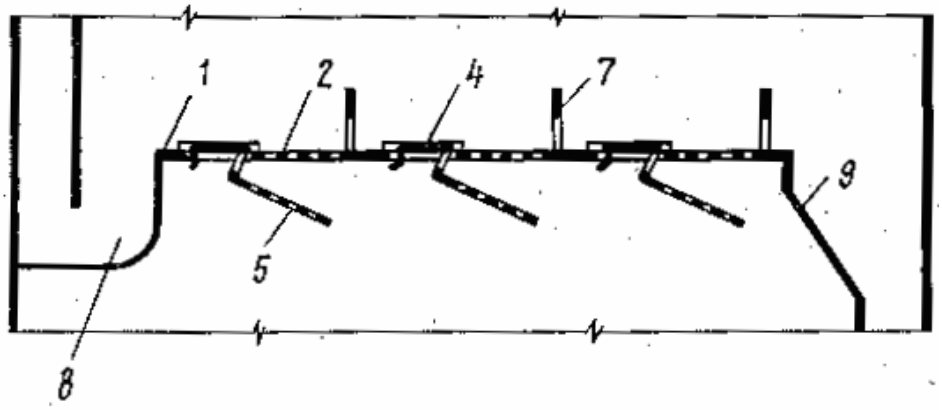


Рис. 2.36. Клапанная барботажная тарелка [60]

Это достигается тем, что в тарелке, включающей полотно 1, установлены прямоточные пластинчатые клапаны 4. На полотне имеются перфорированные участки 2 и отверстия под клапаны, расположенные в шахматном порядке по отношению к направлению движения жидкости. Каждый клапан снабжен жестко соединенной с ним перфорированной пластиной 5, расположенной под полотном в зоне перфорированного участка. При этом отверстия пластины смещены относительно отверстий перфорированных участков полотна. Перед клапанами 4 установлены секционирующие перегородки 7. Тарелка имеет приемный карман 8 и сливную перегородку 9.

При небольших паровых нагрузках клапаны 4 закрыты и пар барботирует через отверстия перфорированных участков 2, тарелка работает как ситчатая. С увеличением нагрузки по пару открываются клапаны 4, и часть пара, выходя из-под клапана, взаимодействует с парожидкостным потоком, образующимся над перфорированной частью полотна, снижая тем самым унос жидкости на вышележащую тарелку. При больших расходах пара, когда клапаны полностью открыты, пластины 5 прижимаются снизу к полотну тарелки 1, перекрывая отверстия перфорированных участков. В этом случае тарелка работает как прямоточная.

Центробежная тарелка, разработанная в НПК «Кедр-89», обеспечивает интенсификацию как паровой, так и жидкой фазы, благодаря расположению переточных труб большого диаметра соосно с завихрителем и сепарационной обечайкой. Большое сечение переточных труб и расположение их в центре завихрителя в области пониженного давления вихря способствуют достижению высокой пропускной способности тарелки по жидкости: до 120 $м^3/(м^2 \cdot ч)$.

Кроме того, для центробежной тарелки КЕДР, благодаря наличию зазора между сепарационной обечайкой и корпусом завихрителя, через который часть проконтактировавшей жидкости выходит из центробежного элемента при малых нагрузках по пару, характерен очень широкий диапазон работы. При низких нагрузках по пару тарелка работает в перекрестном токе, при больших нагрузках – в режиме закрученного прямотока.

Основание центробежной тарелки состоит из полотен коробового типа с выштампованными на них лопастными завихрителями и полукруглыми окнами для размещения переточных труб. На полотнах, соосно с лопастными завихрителями, устанавливаются с помощью специальных фиксаторов сепарационные обечайки, внутрь которых вставляется переточная труба с закрепленным на ней отражателем.

Центробежная тарелка работает следущим образом. Жидкость, с помощью специального распределителя, направляется через переливные трубы в центр каждого элемента и через щель между концом трубы и основанием тарелки поступает на лопастной завихритель. Газ проходит через завихритель снизу и, поднимаясь, закручивается, подхватывая жидкость и отбрасывая ее на сепарационную обечайку.

На внутренней поверхности последней жидкость, под действием центробежной силы, выделяется и через вертикальные щели перетекает в межэлементное пространство, а затем через переточные трубы – на нижерасположенную тарелку. Чем выше скорость газа, тем больше центробежная сила и соответственно лучше сепарация жидкости. С увеличением скорости газа унос жидкости снижается, поэтому максимально допустимые нагрузки для центробежной тарелки определяются не уносом жидкости, а допустимым перепадом давления.

С увеличением скорости газа в центре завихрителя понижается давление и увеличивается пропускная способность переточной трубы. Таким образом, в центробежной тарелке одновременно повышается производительность по газовой и жидкой фазам. Исследования на экспериментальных стендах и промышленные испытания центробежных тарелок подтвердили этот вывод.

Тарелки «Инжехим»

Разработаны, экспериментально исследованы и выпускаются тарелки колпачковые одно- и многопоточного типа (рис. 2.37) [62]. Использование колпачка малого размера позволяет сочетать преимущества колпачковой и ситчатой тарелок. Данная тарелка обладает высокой эффективностью и более широким, по сравнению с ситчатой тарелкой,

диапазоном работы (фактор скорости F ≤ 2,3). При необходимости тарелка данного типа может работать при пониженном (по сравнению с традиционными контактными устройствами) уровне жидкости.

Низкопрофильные колпачковые тарелки (рис. 2.38) выпускаются одно- и многопоточного типа. Конструкция контактного устройства позволяет эффективно работать при минимальном уровне жидкости на полотне тарелки, что приводит к снижению перепада давления на тарелке и аппарате в целом. Данная тарелка обладает высокой эффективностью и более широким, по сравнению с ситчатой тарелкой, диапазоном работы более низким гидравлическим сопротивлением (рис. 2.40).

Рис. 2.37. Колпачковая тарелка

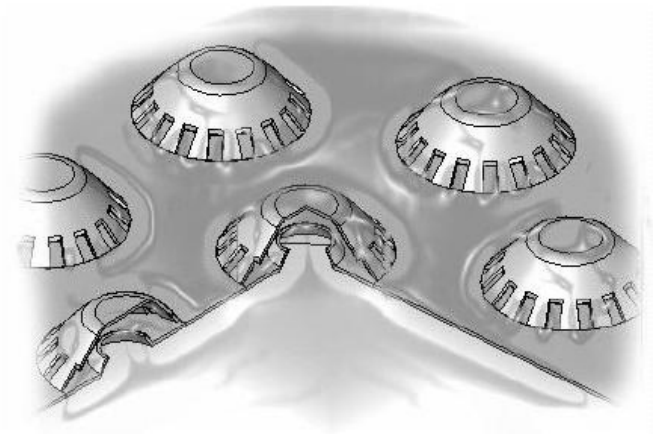


Рис. 2.38. Низкопрофильная колпачковая тарелка

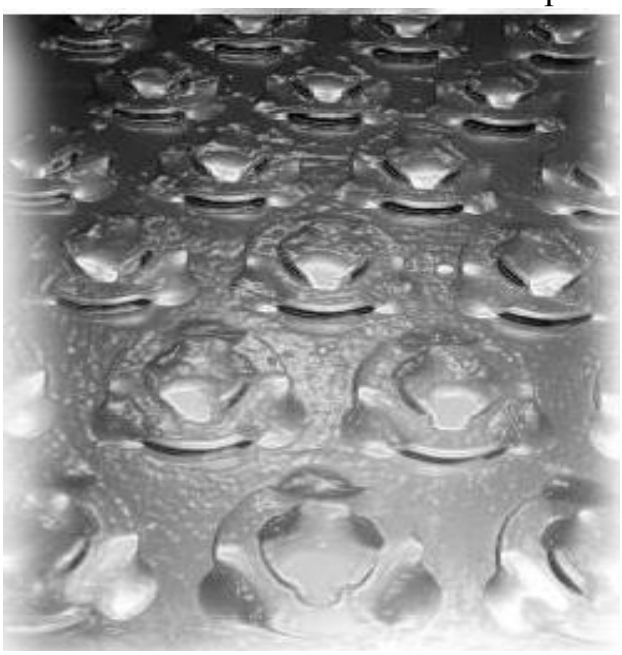


Рис. 2.39. Тарелка с фиксированными клапанами

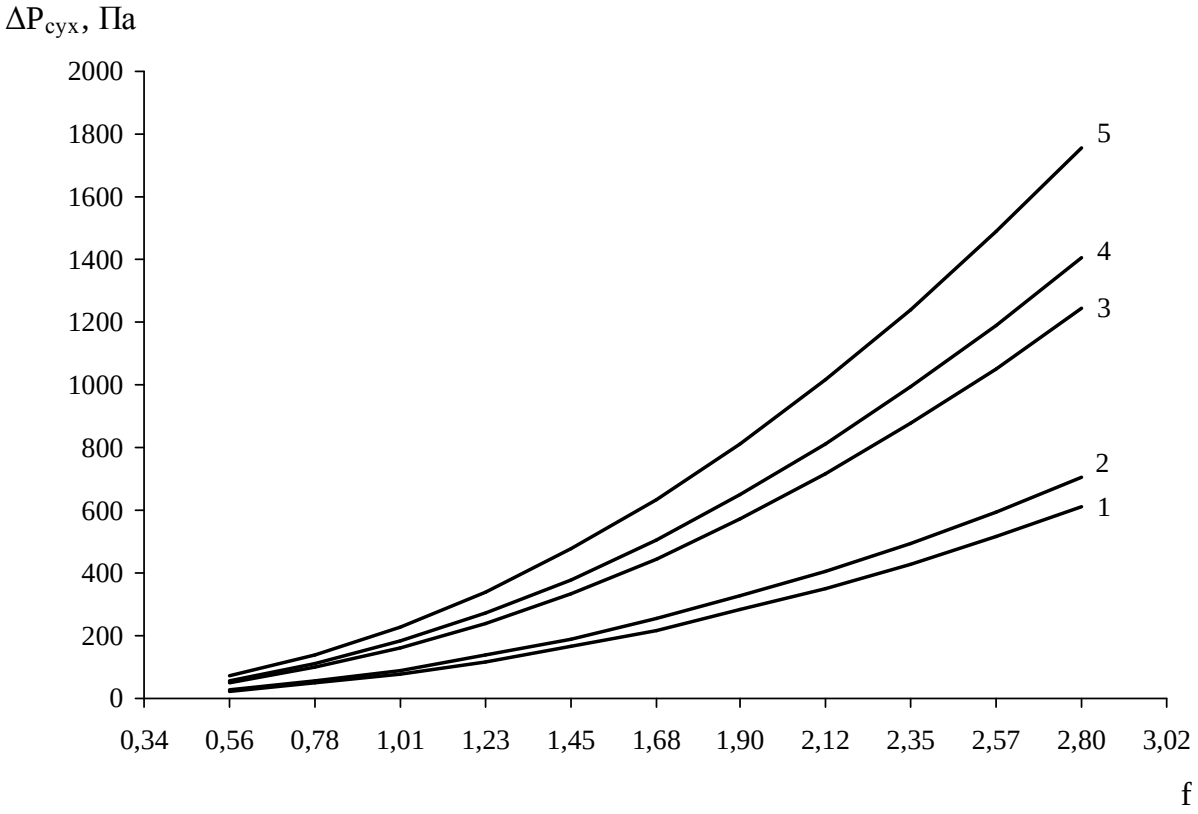


Рис. 2.40. Зависимости перепада давления сухих тарелок $\Delta P_{\text{сух}}$ от фактора пара f : 1- тарелка с фиксированными клапанами «Инжехим»; 2 – стандартная ситчатая тарелка; 3 – низкопрофильная колпачковая тарелка «Инжехим»; 4 – стандартная клапанная тарелка; 5 – стандартная колпачковая тарелка.

Разработаны, исследованы и выпускаются тарелками с фиксированными клапанами одно- и многопоточного типа (рис. 2.39). Данная тарелка обладает высокой эффективностью и предназначена для работы при повышенных нагрузках по газовой (паровой) фазе ($F \leq 3$). Высокая эффективность работы сохраняется в широком интервале нагрузок по обеим фазам при низком Δp (рис. 2.40) [62].

Тарелка с центробежными элементами работает только при повышенных нагрузках по газовой (паровой) фазе в широком интервале нагрузок по жидкости, что позволяет существенно снизить размеры проектируемых аппаратов, либо повысить производительность существующего оборудования (рис. 2.41).

Тарелка обладает высоким гидравлическим сопротивлением, что является ограничением области ее использования.

Рис. 2.41. Тарелка с центробежными вихревыми элементами

Рассмотреть все виды массообменных тарелок в одном разделе практически невозможно и этому посвящена многочисленная специальная литература [1–11, 63, 64].

2.3. Выбор тарелок

Для выбора типа тарелки в задании на проектирование, кроме расходных параметров и физических свойств системы, должно быть отмечено следующее:

1. Необходимость иметь высокую производительность или эффективность тарелок.
2. Пределы изменения рабочих нагрузок, определяемые по допустимым минимальным нагрузкам (в % от максимальной).
3. Наличие в сырье механических примесей и возможность образования твердых отложений, забивающих тарелку.
4. Возможность полимеризации или термического разложения продуктов.
5. Необходимость доступа к тарелкам для чистки и ремонта при агрессивных средах и образовании осадка.
6. Наличие ограничения в допустимом гидравлическом сопротивлении тарелок.
7. Агрессивность сред и материал тарелки.
8. Малая металлоемкость или низкая стоимость тарелки.

Известны основные показатели для сравнения массообменных контактных устройств. Проанализируем их для случая ректификации. Все эти показатели можно разделить на три группы:

1. Основные технические показатели: производительность,

эффективность, диапазон устойчивой работы, гидравлическое сопротивление, удерживающая способность. Обычно определяются путем стендовых испытаний (горячих или холодных) в условиях, довольно далеких от промышленного использования.

2. Показатели: диапазон устойчивой работы, возможность работы на загрязненном сырье, возможность переработки агрессивных сред, возможность разделения полимеризующихся и легкоокисляемых продуктов, ремонтопригодность, стоимость – характеризуют надежность работы оборудования и удобства его эксплуатации.

3. Экономический показатель – стоимость является составной частью основного экономического показателя – приведенные затраты. Используются подходы к выбору и оценке КУ на основе приведенных затрат.

Вторую группу показателей следует дополнить следующими конструктивными признаками: наличие подвижных элементов в КУ, наличие технологических отверстий для жидкости и пара с малым диаметром (3–5 мм). Как показала практика эксплуатации действующих промышленных установок, оба этих признака существенно уменьшают надежность работы КУ.

Приведенные затраты $З_i$, зависящие от конструкции контактного устройства, определяются по формуле:

$$З_i = C_i^0 + C_i^{\text{с}} + C_i^{\text{т}} + K_i, \qquad (2.1)$$

где C_i^0 – затраты, связанные с транспортом орошения колонны, руб./т; $C_i^{\text{с}}$ – затраты, связанные с транспортом сырья в колонну, руб./т; $C_i^{\text{т}}$ – затраты, связанные с подводом тепла в низ колонны, руб./т; K_i – удельные капитальные затраты, руб./т.

Колпачковые тарелки – наиболее дорогие и металлоемкие, но с большим интервалом устойчивой работы. Они, очевидно, будут еще применяться до тех пор, пока остальные типы тарелок не получат достаточно широкого распространения в промышленности.

Возможность работы **тарелок с S-образными элементами** в широком интервале изменения нагрузок затруднительна; например, при малых нагрузках в некоторых случаях были получены сравнительно низкие величины КПД тарелок. В.этой связи и рекомендуется впредь до накопления данных принимать при их расчете заниженное значение диапазона устойчивой работы (см. табл. 2.1, 2.2). Кроме того, следует учитывать также сложность чистки этих тарелок без их демонтажа и, следовательно, нецелесообразность применения их на системах,

вызывающих загрязнение аппаратуры.

Для клапанных тарелок высказывались сомнения в возможности применения их на системах, способных образовывать механические отложения или склонных к коксообразованию. Однако известны случаи замены колпачковых тарелок клапанными на установках, работающих в условиях образования осадка. Продолжительность работы тарелок до необходимости чистки показывает также, что возможно их использование для разделения систем, вызывающих загрязнение аппаратуры.

На струйных тарелках удерживается небольшое количество жидкости, и время ее пребывания на тарелке также очень небольшое. Следовательно, применение их целесообразно в колоннах, где может быть полимеризация продуктов, термическое их разложение или коксообразование.

Ситчатые, струйные и струйные с отбойниками тарелки, вопреки довольно часто встречающемуся мнению, обладают довольно широким диапазоном устойчивой работы, приближающимся к диапазону работы колпачковых тарелок. Для обеспечения нормальной работы этих тарелок необходимо проведение тщательного и точного их расчета. Ситчатые тарелки с отверстиями диаметром 3–6 мм следует применять в основном при работе на чистых продуктах, с отверстиями большего диаметра (до 10–12 мм) – на загрязненных продуктах.

Основным недостатком **решетчатых тарелок провального типа** является сравнительно узкий диапазон устойчивой работы. К преимуществам их следует отнести возможность работы при больших нагрузках по жидкости и на системах, где образуются отложения или имеются механические примеси.

Режимы работы барботажных тарелок по газовой (паровой) нагрузке можно оценить по значению фактора скорости (фактор пара) $F = \omega\sqrt{\rho_г}$. Для большинства тарелок фактор скорости находится в пределах F = 0,5–1,5.

Таблица 2.1. Типы и области применения тарелок

Тарелка		
Тип	Диаметр, м	Область применения
1	2	3
Колпачковые (ОСТ 26-01-66-86)	0,4–4,0	Для процессов, протекающих при атмосферном и повышенном давлении и нестабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5*
Ситчатые (ОСТ 26-01-108-85)	0,4–4,0	Для процессов, протекающих при любом давлении и стабильных режимах. Диапазон устойчивой работы тарелок 2

Окончание таблицы 2.1.

1	2	3
Тарелки с двумя зонами контакта фаз (ОСТ 26-1078-85)	1,6–4,0	Стандарт устанавливает три исполнения тарелок: исполнение 1 – с ситчатыми секциями, исполнение 2 – с ситчато-клапанными секциями, исполнение 3 – с клапанными секциями. В зависимости от нагрузок по жидкости, для всех исполнений тарелок установлено 4 типа размеров
		переливов с диаметрами 300 и 400 мм, оснащенными одно- или двухщелевыми выходными устройствами для жидкости. Диапазон устойчивой работы тарелок от 2 до 4
Ситчато-клапанные (ОСТ 26-01-108-85)	0,4–4,0	Для процессов, протекающих преимущественно под разрежением и при умеренном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3–3,5
Клапанные (ОСТ 26-01-108-85)	0,4–4,0	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 3,5
Жалюзийно-клапанные (ОСТ 26-01-417-85)	1,0–4,0	Для процессов, протекающих преимущественно при атмосферном и повышенном давлении. Диапазон устойчивой работы тарелок 4,5.

*Под диапазоном устойчивой работы тарелки подразумевается отношение максимально допустимого значения фактора паровой (газовой) нагрузки к минимально допустимому.

Таблица 2.2. Сравнительная характеристика тарелок

№	Возможность работы	Тип тарелки*						
		1	2	3	4	5	6	7
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	В агрессивных средах	3	2	2	2	2	2	4
2	С твердыми примесями	1	2	1	3	1	0	4
3	С вязкими средами	0	0	2	1	0	1	2
4	При высоких нагрузках	4	4	4	5	2	4	4

Окончание таблицы 2.2.

1	2	3	4	5	6	7	8	9
5	При низких нагрузках	2	5	5	3	3	2	2
6	С большим диапазоном нагрузок	3	4	5	5	4	3	1
7	С низким гидравлическим сопротивлением	4	4	2	2	0	4	4
8	Возможность осуществления отвода теплоты	3	2	2	2	1	3	3
9	Возможность осмотра, чистки и ремонта	3	3	3	3	2	3	5
10	Простота монтажа	4	4	4	4	1	3	5
11	Низкий расход металла	4	4	4	4	2	4	5
12	Низкие капитальные затраты	4	3	3	3	2	4	5
13	Возможность работы с малым расстоянием между тарелками	4	4	4	2	3	3	5

*1 – ситчатая тарелка; 2 – ситчато-клапанная тарелка; 3 – клапанная тарелка; 4 – жалюзийно-клапанная тарелка; 5 – колпачковая тарелка; 6 – тарелка с двумя зонами контакта фаз; 7 – решетчатая тарелка

2.4. Способ проведения процесса массообмена в циклическом режиме

Основным достоинством аппаратов с контролируемыми циклами является исключение неравномерности распределения газового потока по сечению колонны, возникающего из-за градиента уровня жидкости на контактной ступени. Это позволяет реализовывать промышленные варианты аппаратов большого диаметра и упростить решение проблемы масштабного перехода.

В циклическом режиме обеспечивается поочередное отключение и возобновление подачи паровой (газовой) фазы на каждую в отдельности тарелку многоступенчатого аппарата с помощью байпасной линии, что позволяет увеличить производительность и эффективность межфазного обмена в широком диапазоне нагрузок.

Известен способ массообмена в газо(паро)жидкостных системах в циклическом режиме, заключающийся в попеременной подаче взаимодействующих фаз в аппарат с помощью клапанов. Несмотря на ряд положительных особенностей, обусловленных циклическим режимом работы, способ не лишен недостатков. Во-первых, можно отметить невысокую производительность аппарата, обусловленную резкими колебаниями давления в кубе в моменты перехода от одного периода цикла к другому; во-вторых, при увеличении числа тарелок в аппарате

более 10–12, его работа становится неустойчивой и уменьшается эффективность разделения, что связано с нарушением гидродинамических условий за счет неодинакового давления по высоте колонны, неодновременного слива жидкости с тарелок. И, наконец, этот способ не оправдывает себя в крупнотоннажных производствах, когда инерционность системы довольно велика и с помощью клапанов не удается обеспечить четко контролируемую пульсирующую подачу фаз.

Известен способ проведения процесса массообмена в циклическом режиме, заключающийся в попеременной подаче в основную колонну пара и жидкости с отводом Via куба паровой фазы и подачей ее в дополнительную колонну во время подачи жидкости в основную колонну. Недостатком способа является то, что в циклах движения жидкости (когда пар в колонну не подается) в дефлегматоре за счет полной конденсации оставшихся в нем паров образуется вакуум, приводящий к тому, что пар, находящийся в колонне, устремляется в дефлегматор, препятствуя отеканию жидкости. В аппаратах с числом тарелок более 10–12, это явление нарушает их стабильную работу, вплоть до захлебывания. Кроме того, поочередная работа основной и дополнительной колонн весьма затрудняет на практике выбор оптимальных значений продолжительности циклов для каждой колонны, ибо изменение этих параметров для основной колонны автоматически влечет за собой их изменение для дополнительной колонны.

Используется также способ проведения процесса массообмена в циклическом режиме, в котором для увеличения производительности и устойчивости работы аппарата предусмотрено в период подачи жидкости отсечение потока пара из колонны в конденсатор. Недостаток этого способа заключается в том, что в условиях крупнотоннажных производств затруднительно осуществить согласование работы клапанов, установленных на линиях подачи питания, подачи и вывода паровой фазы, подачи греющего пара в куб из-за большой инерционности системы. Это усложняет практическую реализацию способа. Кроме того, при отсечении потока пара из колонны подача хладоагента в дефлегматор продолжается, обусловливая его непроизводительный расход.

Следует также отметить, что во всех рассмотренных способах при прекращении подачи пара жидкость стекает со всех тарелок одновременно по всей высоте колонны. Это приводит к перемешиванию жидкости на тарелках: жидкость, стекающая с вышележащей тарелки, смешивается с жидкостью, находящейся на нижележащей тарелке. Такое явление, как известно, приводит к уменьшению движущей силы массопереноса, поэтому описанные выше способы будут достаточно эффективны лишь при применении в аппарате тарелок специальной конструкции,

уменьшающих смешение жидкости.

В основу описанного ниже изобретения положена задача создать способ проведения процесса массообмена в газо(паро)жидкостных системах, позволяющий повысить эффективность процесса разделения при больших расходах фаз ликвидировать непроизводительный расход хладоагента, а также упростить его практическую реализацию, особенно в крупнотоннажном производстве [65–69].

Поставленная задача решается тем, что в способе проведения процесса массообмена в циклическом режиме в многоступенчатом аппарате, заключающемся в периодической подаче пара на контактные ступени, согласно изобретению подачу пара в колонну осуществляют непрерывно, поочередно отсекая его поток для каждой ступени с помощью байпасной линии.

Преимущество предлагаемого способа заключается в том, что исключаются резкие колебания давления в кубе и дефлегматоре, так как пар в колонну подается постоянно, ликвидируется градиент давлений по высоте колонны и непроизводительный расход хладоагента, что делает способ эффективным даже в крупнотоннажных производствах. Байпасные линии позволяют обеспечить поочередное прекращение подачи газа (пара) и такое же поочередное стекание жидкости с тарелок, исключающее ее перемешивание с порциями жидкости, находящимися на нижележащих тарелках. Это позволяет достичь значительного повышения эффективности аппарата с обычными ситчатыми тарелками.

Предлагаемый способ эффективен и надежен при любых расходах фаз. Устранение смешения порций жидкости, поступающих на тарелку с жидкостью, находящейся на ней, позволяет повысить эффективность межфазного обмена в аппаратах с барботажными тарелками обычных конструкций. Способ обеспечивает непрерывную и устойчивую работу теплообменного оборудования (куба и дефлегматора), устраняет повышенный расход хладоагента. Циклическая подача фаз на каждую тарелку в отдельности, а не в целом для колонны, обеспечивает высокую пропускную способность и устойчивость работы аппарата в широком диапазоне нагрузок, что особенно важно при использований данного способа в крупнотоннажных производствах.

Наиболее целесообразно настоящее изобретение использовать в крупнотоннажных ректификационных, абсорбционных и, хемосорбционных установках в химической, нефтехимической, пищевой, химикофармацевтической и смежных отраслях промышленности.

2.5. Конструкции аппаратов с циклическим режимом

В данном разделе рассмотрены новые конструктивные разработки аппаратов, предназначенные для очистки промышленных газовых выбросов методом абсорбции, в которых реализуется циклический процесс подачи жидкой фазы при непрерывной подаче газовой фазы в аппарат. Конструкции этих аппаратов представлены на рис. 2.42, 2.43 [65–69].

В качестве базовой конструкции для дальнейших исследований была использована конструкция, изображенная на рис. 2.44.

Отличительной особенностью аппарата является наличие вертикальных шарнирных тяг, объединяющих контактные ступени в единую конструкцию. Изменяя величину добавочной массы на тарелках и расположение горизонтальных осей поворота относительно центра тарелок, можно регулировать время межфазного взаимодействия газа и жидкости при непрерывной подаче контактирующих фаз в аппарат и создать циклический режим работы во всем диапазоне рабочих нагрузок. Кроме этого, исключается смешение стекающей и поступающей жидкости.

Представлены результаты экспериментального исследования кинетики массопереноса при абсорбции хорошо- и труднорастворимых газов на примере абсорбции аммиака и кислорода водой. Исследования проводились на экспериментальной установке, схема которой представлена на рис. 2.45.

Корпус экспериментального аппарата имеет диаметр 300 мм и выполнен из оргстекла. В аппарате расположены три ситчатые тарелки с диаметром отверстий 5 мм, площадью свободного сечения 12 % и межтарельчатым расстоянием 500 мм. Все эксперименты проводились в изотермическом режиме, при температуре потоков фаз 20 ± 0,5 °С. Измерения расхода газовой фазы осуществлялись с помощью нормальной диафрагмы, измерения расхода жидкости – ротаметрами. Эксперименты проводились в диапазоне изменения скоростей газа 0,2–1,6 м/с и высот слоя жидкости 60–100 мм [65–67].

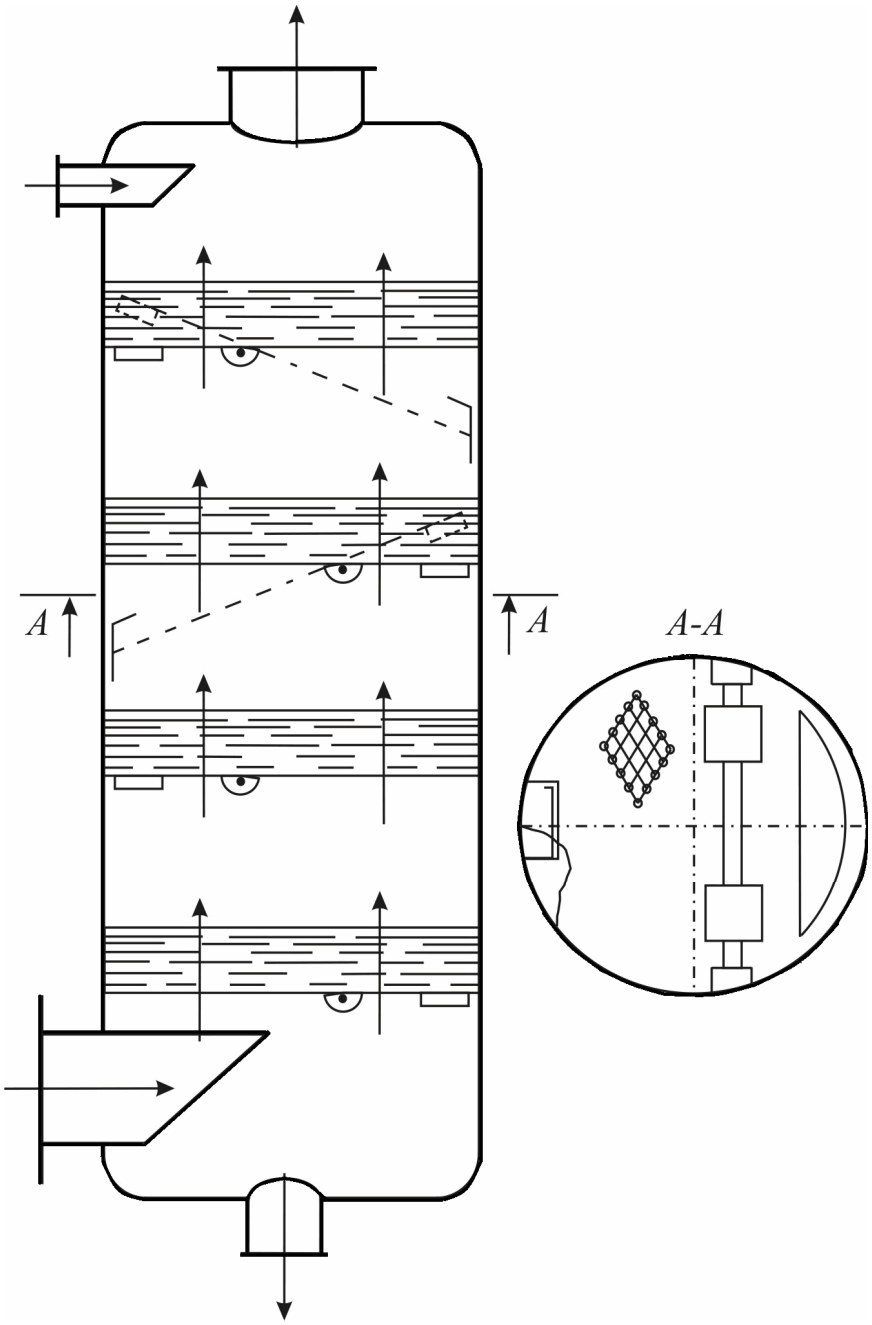


Рис. 2.42. Массообменный аппарат с поворотными беспереливными тарелками [67]

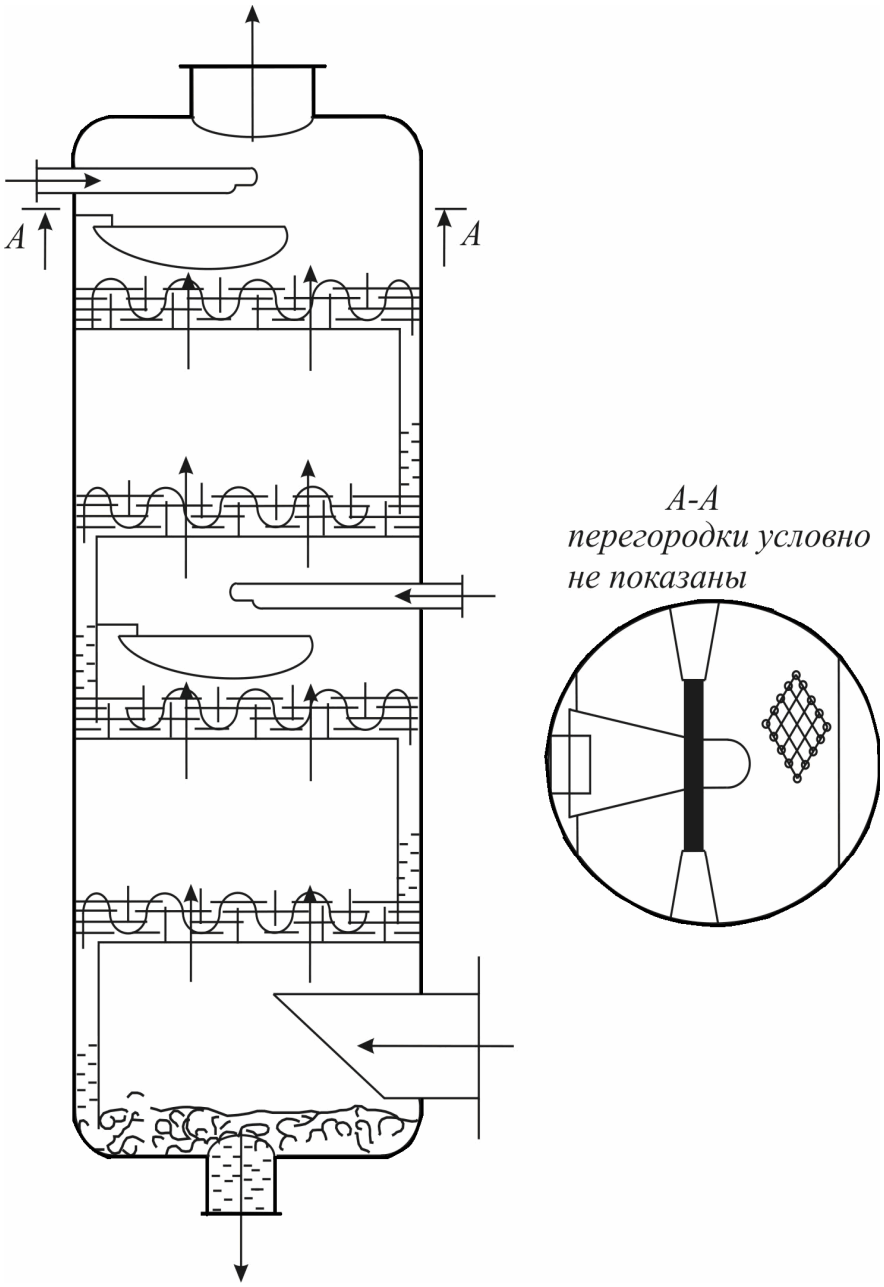


Рис. 2.43. Тарельчатый аппарат для тепло- и массообмена между газом и жидкостью [68]

При изучении массопередачи, лимитируемой сопротивлением газовой фазы, в воздушную линию подавался аммиак, концентрация которого в жидкой и газовой фазах определялась химическим анализом. Пробы жидкости и газа отбиралась в точках *а*, *б* и *в*, *г* соответственно с помощью специального зонда.

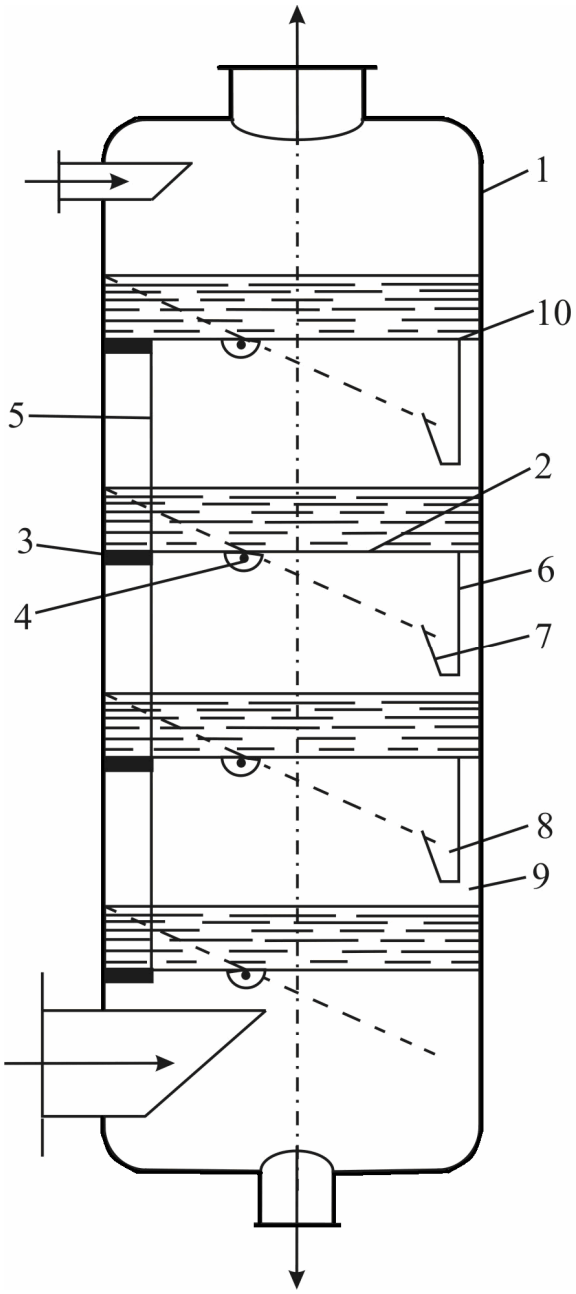


Рис. 2.44. Тарельчатый массообменный аппарат для обработки газожидкостных систем: 1 – корпус; 2 – тарелка; 3 – добавочная масса; 4 – горизонтальная ось; 5 – шарнирная тяга; 6 – шток; 7 – запорная пластина; 8 – сливной карман; 9 – сливное отверстие; 10 – фиксатор

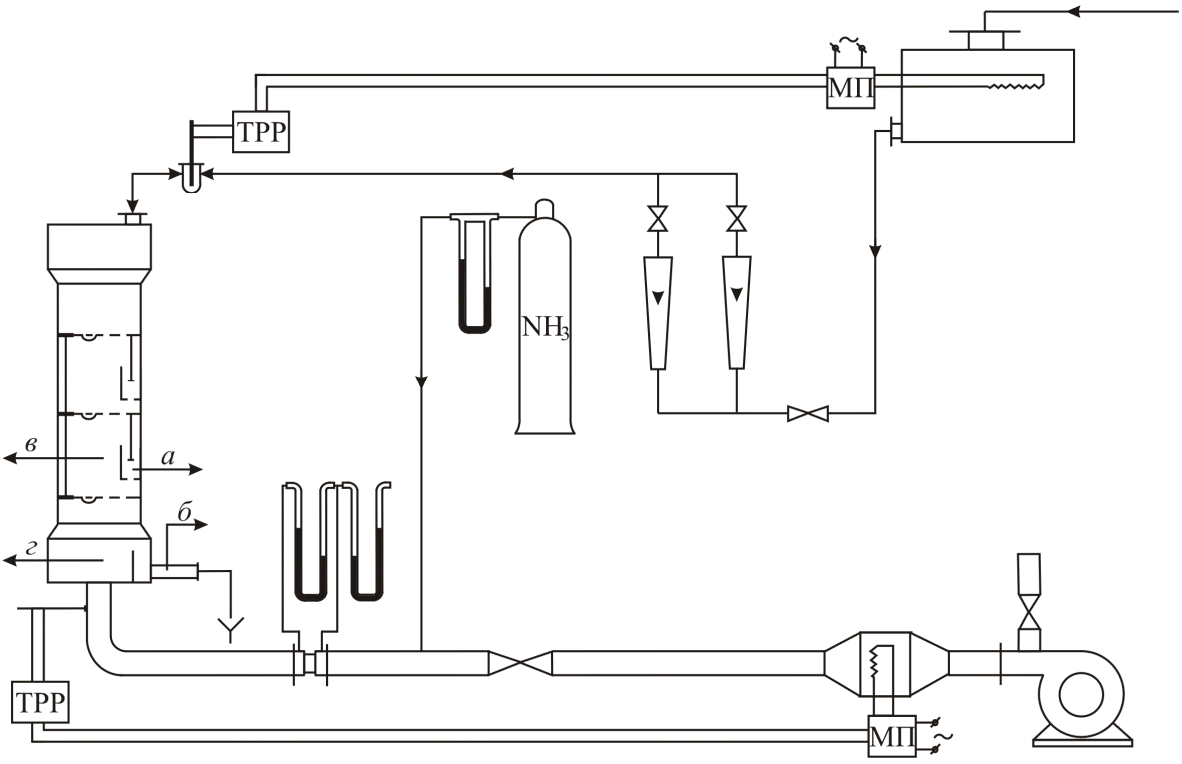


Рис. 2.45. Схема экспериментальной установки

При проведении экспериментов по изучению массопередачи в жидкой фазе, для анализа содержания кислорода в воде использовался датчик, работающий на принципе гальванического элемента с серебряным катодом и цинковым анодом, отделенными от исследуемой жидкости мембраной из тефлона.

Исследования показали (рис. 2.46) существенную зависимость эффективности контактной ступени от скорости газа, как для системы аммиак-вода, так и для системы кислород-вода, что подтверждается и предшествующими исследованиями ситчатых тарелок.

В частности, экспериментами установлено, что при скоростях газа 0,2–0,4 м/с и менее имеет место эффект частичного провала жидкости с контактной ступени, что сказывается на снижение эффективности разделения смеси.

При скоростях газа более 1 м/с происходит снижение эффективности барботажных ступеней из-за возникающего уноса жидкой фазы на вышележащие ступени контакта. Результаты экспериментальных исследований зависимости эффективности контактной ступени от высоты слоя жидкости представлены на рис. 2.47.

Проведенные исследования показали, что с увеличением высоты слоя жидкости эффективность контактной ступени повышается, из-за увеличения времени межфазного взаимодействия.

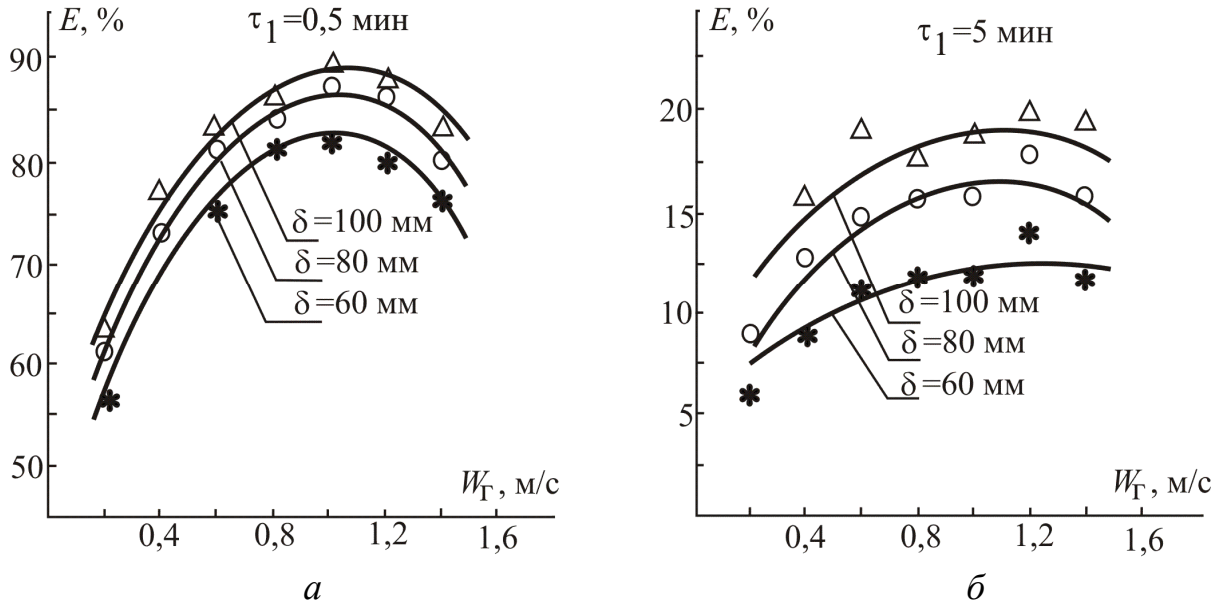


Рис. 2.46. Зависимость эффективности контактной ступени от скорости газа при различных высотах слоя жидкости: *а* – система аммиак-вода; *б* – система кислород-вода

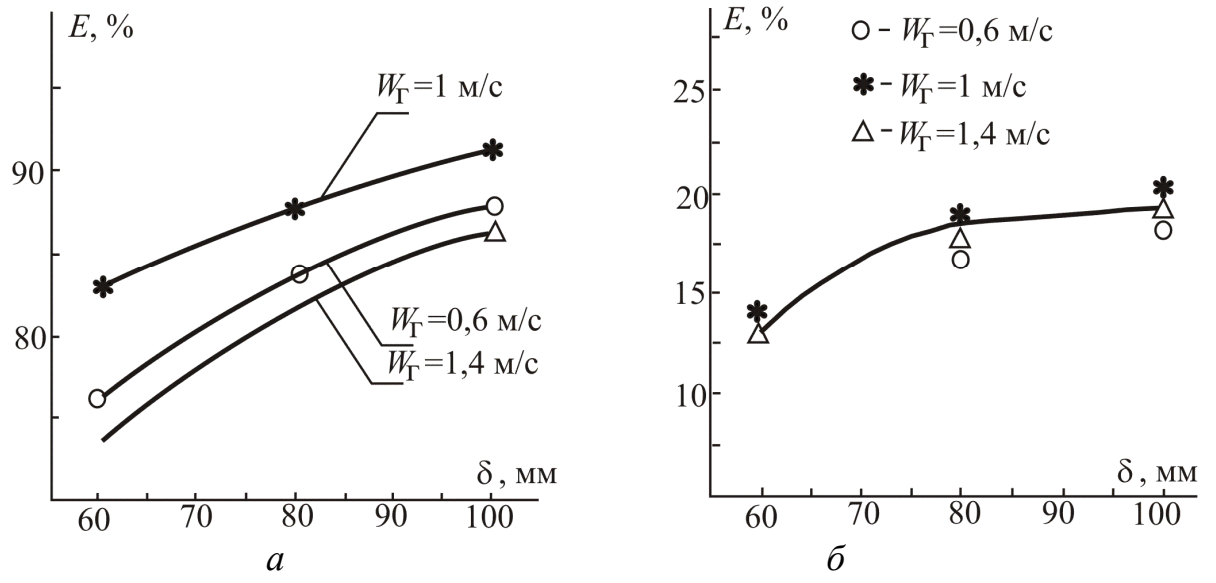


Рис. 2.47. Зависимость эффективности контактной ступени от высоты слоя жидкости при различных скоростях газа: *а* – система аммиак-вода, $\tau_1 = 0{,}5$ мин ; *б* – система кислород-вода $\tau_1 = 5$ мин

Результаты исследования закономерности массопереноса в аппарате с контролируемыми циклами по жидкой фазе свидетельствуют, что эффективность существенно зависит от времени пребывания жидкости на контактной ступени, причем эта зависимость носит экспоненциальный

характер. Оптимальным временем пребывания жидкости на контактной ступени следует считать время, при котором достигаются значения эффективности большие, чем на ситчатых тарелках, работающих в стационарном режиме [65–69].

Литература ко второй главе

1. **Дытнерский Ю.И.** Процессы и аппараты химической технологии. В 2-х т. / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995.

2. **Касаткин А.Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. – 11-е изд. / А.Г. Касаткин. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005.

3. **Кафаров В.В.** Основы массопередачи. – 3-е изд. / В.В. Кафаров. – М.: Высшая школа, 1979.

4. **Александров И.А.** Ректификационные и абсорбционные аппараты. / И.А. Александров. – М: Химия, 1978.

5. **Рамм В.М.** Абсорбция газов. Изд. 2-е. / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976.

6. **Стабников В.Н.** Ректификационные аппараты. Расчет и конструирование. / В.Н. Стабников. – М.: Машиностроение, 1965.

7. **Лаптев А.Г.** Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2006.

8. **Рабинович Г. Г.** Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник: – 3-е изд., перераб. и доп. / Г.Г. Рабинович, П.М. Рябых, П.А. Хохряков и др.; под ред. Е.Н. Судакова. – М.: Химия, 1979.

9. **Лаптев А. Г.** Теоретические основы и расчет аппаратов разделения гомогенных смесей: Учеб. пособие. / А.Г. Лаптев, А.М. Конахин, Н.Г. Минеев. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2007.

10. **Стабников В. Н.** Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. /.В.Н. Стапбников. – Киев: «Техника», 1970.

11. **Задорский В. М.** Интенсификация газожидкостных процессов химической технологии. / В.М. Задорский. – Киев: «Техника», 1979.

12. **Бондарев П.Ф.** Секционированные контактные тарелки с направленным вводом газа в жидкость. / П.Ф. Бондарев, З.И. Мамедляев, В.Ф. Олексиюк. // Хим. промышленность. – 1999. – № 3. – С. 36–37.

13. **Sttuber H.P.**, Sulius Montz Gmb H. – № 196229553, Массообменная тарелка. Заявка 19622955 Германия, МПК^{6} B 01 D 3/20./ Заявл. 7.6.96., Опубл. 11.12.96.

14. **Патент** 217511 Россия, МПК^6 B 01 B 19/32. Клапанная тарелка / Кузнецов В.А., Егоров И.В., Богатых К.Ф., Кузнецов П.В. № 96102470/25., Заявл. 9.2.96., Опубл. 20.8.98., Бюл. № 23.

15. Высокопроизводительные тарелки для колонн // Chem. Eng.Tech. – 1999. – 71, № 9. – С. 12.

16. Использование в химических производствах высокоэффективных тарелок с волнообразными отбойниками // Huaqiao daxue xuebao Ziran Kexue ban = J Huaqiao Univ Natur Sci. – 1999. 20. – № 3. – С. 278–282.

17. **Boronyak Imre**, Gyokhegyi Laszlo. Современные ситчатые тарелки – максимальная скорость пара. // Chem.–Eng.–Tech. – 2000. – 72, № 3. – С. 227–227. – Нем.

18. **Liu Qing Lin**, Xiao Jian, Zhang Zhi Bing. Метод проектирования энергосберегающей тарелки и ее гидродинамические аспекты. Гидродинамические аспекты 95 тарелок. Краткое изложение замечаний по предыдущему исследованию. // Ind and Eng. Chem. Res. – 2002. – 41. № 2. – С. 293–296.

19. **Патент** 5480595 США, МКИ^6 B 01 F 03/04. Koch Engineering Chemical / Yooman N., Griffith V.,Hsieh C.-Li, № 234188., Заявл. 28.04.94., Опубл. 2.1.96., НКИ 261/114.1.

20. **Salin F.**, Depeyre D. Сравнение динамических характеристик насадочных и тарельчатых колонн периодического действия. // Comput. and Chem. Eng. – 1998. – 22. № 3. – С. 343–349.

21. **Патент** 95109482/25 Россия, МКИ^6 B 01 D 3/22. Массообменная тарелка / Слободянин Н.П., Торбина Н.Н., Селезнева Е.А., Кубанский гос. тех. ун-т. – № 95105482/25 Заявл. 6.6.95., Опубл. 20.6.97., Бюл. № 17.

22. **Сидягин А.А.** Исследование распределения уноса жидкости по длине рабочей зоны ситчатой тарелки / А.А. Сидягин, О.С. Чехов, В.М. Носырев, А.В. Чирков. // Хим. промышленность. – 2000. – № 2. – С. 33–37.

23. Засорение в колоннах. Fouling in Kolonnen // CIT plus. 2001. 4, № 4. – С. 18.

24. **Шейнман В.И., Александров И.А.** // Химия и технология топлив и масел, № 5. 1962.

25. Oil a. Gas.J., 45, № 46, 1947.

26. **Патент** США 2678200 и 2678201, 11/V Koch F.C. 1954.

27. **Патент** ФРГ 939323, 5/IV 1956.

28. **Патент** 41968, 2/VI Польский / Ярнушкевич З., 1959.

29. **Pollard B.**, Trans. Inst. Chem. Eng., 36, №1, 69 1957

30. **Pollard B.**, Ind. Chem., 37, № 426, 439, 449, 481 1961

31. **Патент** США 2752138, 26/VI 1956.

32. **Kirschbaum E.** Chem. Eng. Techn. 23, 213 1951.

33. **Локхарт Ф.Дж., Леджет С.У.** Сб. «Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки». Т.1. Под ред К.А. Кобе и Дж.Дж. Мак-Кета, Гостоптехиздат, 1960.

34. **Авторское свидетельство** СССР № 292340. Контактная струйная тарелка / Ю.К. Молоканов. 1973.

35. **Авторское свидетельство** СССР № 295308. Контактная тарелка для колонных аппаратов. / А.Б. Тютюнников, А.Н. Марченко, Е.К. Тарынин и др. 1972.

36. **Авторское свидетельство** СССР № 342641. Тарелка тепломассообменного аппарата / В.А. Щелкунов, С.А. Круглов, А.И. Скобло. 1972.

37. **Авторское свидетельство** СССР № 615941. Тарелка для контактирования пара (газа) и жидкости / М.А. Берковский, М.М. Егоров, В.И. Шейнман и др. 1978.

38. **Авторское свидетельство** СССР № 365456. Тарелка для проведения процессов массообмена / А.Г. Курносов, Н.К. Касапов, М.А. Берлин и др. 1973.

39. **Авторское свидетельство** СССР № 982706. Массообменная тарелка / П.П. Любченков, Н.П. Рябченко, П.П. Любченков, В.И. Белохвостиков. 1982.

40. **Авторское свидетельство** СССР №566597. Струйная тарелка для массообменных колонн / И.П. Слободяник. 1974

41. **Авторское свидетельство**. СССР № 768406. Струйная тарелка для массообменных колонн / А.Е. Школа. 1978.

42. **Авторское свидетельство** РФ № 2094071. Колонна с прямоточными струйными тарелками / И.П. Слободяник. 1997.

43. **Авторское свидетельство** СССР № 1124990. Струйно-направленная тарелка для массообменных аппаратов / В.А. Щелкунов, В.Г. Кузнецов, Ю.К. Молоканов. 1983.

44. **Патент** № 2236900, Кл. B01319/32 «Перфорированное полотно для тепломассообменных устройств» / Сахаров В.Д. и др., 2003.

45. **Авторское свидетельство** СССР № 886922. Струйно-направленная тарелка для массообменных аппаратов / Б.Л. Листов, В.А. Щелкунов, С.А. Круглов и др. 1980.

46. **Авторское свидетельство** СССР № 799774. Контактная тарелка для массообменных аппаратов / В.А. Щелкунов, А.Б. Поршаков, С.А. Круглов и др. 1977.

47. **Авторское свидетельство** СССР № 701648. Струйно-направленная тарелка / Ю.К. Молоканов, Т.П. Кораблина, Н.И. Мазурина, Н.И. Агафонов. 1976.

48. **Авторское свидетельство** СССР № 602203. Тарелка для массообменных аппаратов / Г.К. Зиберт, И.А. Александров, Ю.А. Кашицкий, Л.Б, Макарова. 1975.

49. **Авторское свидетельство** СССР № 441023. Тарелка для процессов массообмена / К. Хоппе, Г. Крюгер. 1968.

50. **Авторское свидетельство** СССР № 858854. Контактный элемент массообменной тарелки / В.Н. Геращенко, В.М. Таран, В.А. Анистратенко. 1979.

51. **Авторское свидетельство**. СССР № 986443. Массообменное контактное устройство / А.Г. Вихман, Е.И. Ширман. 1981.

52. **Авторское свидетельство** СССР № 375077. Контактная тарелка / В.М. Задорский, Н.В. Васин, С.Д. Баранова и др. 1971.

53. **Авторское свидетельство** СССР № 546356. Контактная тепломассообменная тарелка / А.Б. Тютюнников, В.А. Ярмак, Е.К. Тарынин и др. 1974.

54. **Авторское свидетельство** СССР № 625728. Тепломассообменный аппарат / О.С. Чехов, Р.З. Хитерер, К.Б. Хусаинов и др. 1977.

55. **Авторское свидетельство** СССР № 1031443. Тарелка для массообменных аппаратов / Ю.А. Арнаутов, Л.Н. Карепина, З.С. Ахунов и др. 1983.

56. **Александров И.А.** Ректификационные и абсорбционные аппараты. / И.А. Александров. – Л.: Химия, 1965.

57. **Авторское свидетельство** СССР № 248627. Тарелка для осуществления процессов массообмена / А.Б. Тютюнников, А.Н. Марченко, Е.К. Тарынин. 1973.

58. **Авторское свидетельство** СССР № 633539. Массообменная тарелка / А.Н. Сулима, Ю.А. Пучков, О.С. Чехов и др. 1976

59. Клапанные тарелки для массообменных аппаратов. – М., ЦИНТИХИМНЕФТЕМАШ, 1972. – С. 5–10

60. **Авторское свидетельство** СССР № 248627, 1965.

61. **Авторское свидетельство** СССР № 1018663. Барботажная тарелка для массообменных аппаратов / С.С. Круглов, В.А. Щелкунов, В.С. Мельников, Ю.К. Молоканов. 1983.

62. **Лаптев А.Г.** Энергосбережение при очистке и разделении веществ на предприятиях ТЭК / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. // Ресурсоэффективность в республике Татарстан. – 2009. – №2. – С. 63–66.

63. **Тютюнников А.Б.** Основы расчета и конструирования массообменных колонн / А.Б. Тютюнников, Л.Л. Поважнянский, Л.П. Готлинская: Учеб. пособие. – К.: Высшая школа, головное изд-во, 1989.

64. **Тарат Э.Я.** Пенный режим и пенные аппараты / Э.Я. Тарат, И.П. Мухленов, А.Ф. Туболкин, Е.С. Тумаркина. – Л.: Химия, 1977.

65. **Патент** Российской Федерации № 2050167. Способ проведения процесса массообмена в циклическом режиме./ Фарахов М.И., Азизов С.Б., Азизов Б.М. и др. Бюлл. изобр., 1995, № 36.

66. **Азизов С.Б.** Аппаратурное оформление массообменных циклических процессов. / С.Б. Азизов, Б.М. Азизов, М.И. Фарахов. // Методы кибернетики химико-технологических процессов: V Международ. конф., посвященная 85-летию со дня рождения академика В.В. Кафарова. – Казань, 1999. – С. 142–143.

67. **Азизов С.Б.** Гидродинамика и массобмен в аппаратах с циклическим режимом работы: Автореф. дис. … канд-та техн. наук / С.Б. Азизов. – Казань: КГТУ, 2007.

68. **Авторское свидетельство** СССР № 1761173. Массообменный аппарат для обработки газ(паро)жидкостных систем./М.И. Фарахов, Б.М. Азизов и др. Бюлл. изобр., 1992, № 34.

69. **Патент** Российской Федерации № 2013102. Аппарат для тепло- и массообмена между газом (паром) и жидкостью. / С.Б. Азизов, Б.М. Азизов, М.И. Фарахов и др. Бюлл. изобр., 1994, № 510.

ГЛАВА 3

НАСАДОЧНЫЕ КОНТАКТНЫЕ УСТРОЙСТВА

3.1. Насадочные аппараты

Насадочные колонные аппараты широко применяются в нефтехимической, химической и других отраслях промышленности при разделении как бинарных, так и многокомпонентных смесей.

Достоинством насадочных колонн является низкое гидравлическое сопротивление, высокая эффективность и широкий интервал устойчивой работы. При проектировании насадочных колонн существует проблема выбора методов расчета гидравлических и массообменных характеристик, а также определения эффективности проводимых процессов. Разделение смесей в колонне при проведении процессов происходит в результате теплообмена и массообмена между потоками газа (пара) и жидкости в слое насадки. В научной литературе имеется большое количество публикаций, посвященных исследованию гидродинамики, массообмена и теплообмена в насадочных колоннах (см. лит-ру [1–10] главы 2), в данной главе [1–3].

Насадочные аппараты представляют собой вертикальные цилиндрические колонны, заполненные твердой насадкой, предназначенной для увеличения поверхности контакта газовой и жидкой фаз. Отдельными элементами насадки могут служить тела довольно сложной формы. В насадочной колонне (рис. 3.1) насадка укладывается на опорные решетки, имеющие отверстия или щели для прохождения газа и стока жидкости, которая достаточно равномерно орошает насадку с помощью распределителя и стекает по поверхности насадочных тел в виде тонкой пленке вниз. В верхней части колонны иногда устанавливаются брызгокаплеуловители и фильтры, в нижней части – обязательно должны быть распределители потока, а над верхним слоем насадки – распределители жидкости.

Однако равномерного распределения жидкости по всей высоте насадки по сечению колонны обычно не достигается, что объясняется пристеночным эффектом.

Особенно чувствительны к начальному распределению жидкости (числу точек орошения) колонны с регулярными насадками. Поэтому рекомендуется в верхней части регулярной насадки засыпать небольшой слой нерегулярной насадки.

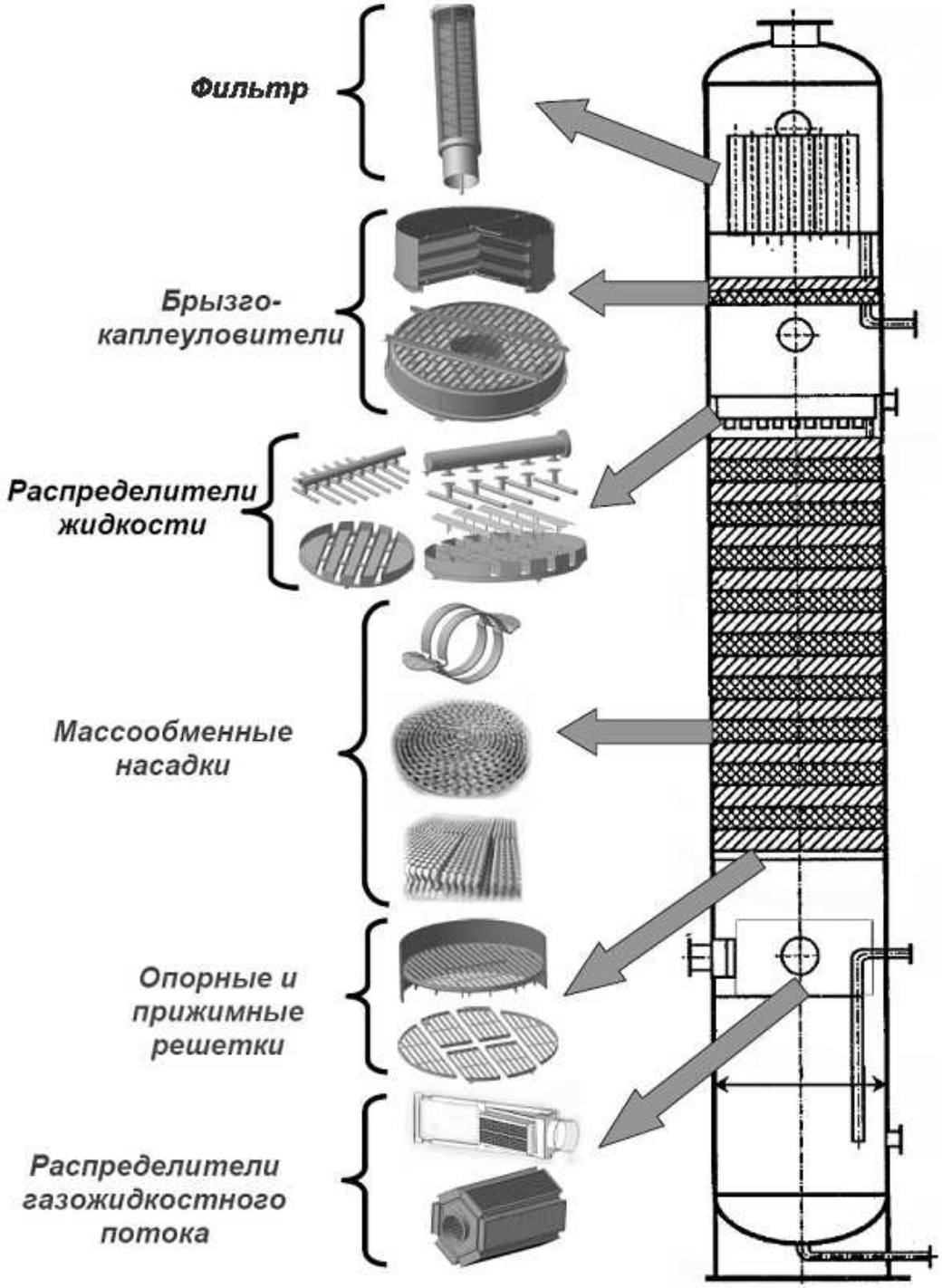


Рис. 3.1. Внутренние устройства насадочной колонны

Вследствие этого жидкость имеет тенденцию растекаться от центральной части колонны к ее стенкам. Жидкость практически полностью оттесняется от места ввода пара к периферии колонны на расстоянии, равном четырем–пяти ее диаметрам. Поэтому часто насадку в

колонну загружают секциями высотой в четыре–пять диаметров (но не более 6–8 метров каждой секции), а между секциями (слоями насадки) устанавливают перераспределители жидкости, назначение которых состоит в направлении жидкости от периферии колонны к ее оси.

Вид промышленной ректификационной насадочной колонны показан на рис. 3.2.

Жидкость в насадочной колонне течет по элементу насадки в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. Однако, при перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой, пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая пленка. При этом часть жидкости проходит на расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки, в основном в местах соприкосновения насадочных элементов друг с другом, бывает смочена неподвижной (застойной) жидкостью. В этом состоит основная особенность течения жидкости в насадочных колоннах в отличие от пленочных, в которых пленочное течение жидкости происходит по всей высоте аппарата.

К основным характеристикам насадки относят ее удельную поверхность a_v, м^2/м^3 и свободный объем $V_{св}$, или $\varepsilon_{св}$ м^3/м^3. Обычно величину $V_{св}$ определяют путем заполнения объема насадки водой. Отношение объема воды к объему, занимаемому насадкой, дает величину $V_{св}$. Еще одной характеристикой насадки является ее свободное сечение S, м^2/м^2. Принимают, что свободное сечение насадки $S_{св}$ равно по величине ее свободному объему, т.е. $S_{св} = V_{св}$. Определяющим геометрическим размером насадки является эквивалентный диаметр $d_э = 4V_{св} / a_v$, м.

Выбор насадки. Как уже отмечалось, в насадочных колоннах поверхностью контакта фаз является смоченная поверхность насадки. Поэтому насадка должна иметь возможно большую поверхность в единице объема. Вместе с тем, для того, чтобы насадка работала эффективно, она должна удовлетворять следующим требованиям:

1. Хорошо смачиваться орошаемой жидкостью, т.е. материал насадки по отношению к орошаемой жидкости должен быть лиофильным;

2. Оказывать малое гидравлическое сопротивление газовому потоку, т.е. иметь возможность большего значения свободного объема или сечения насадки;

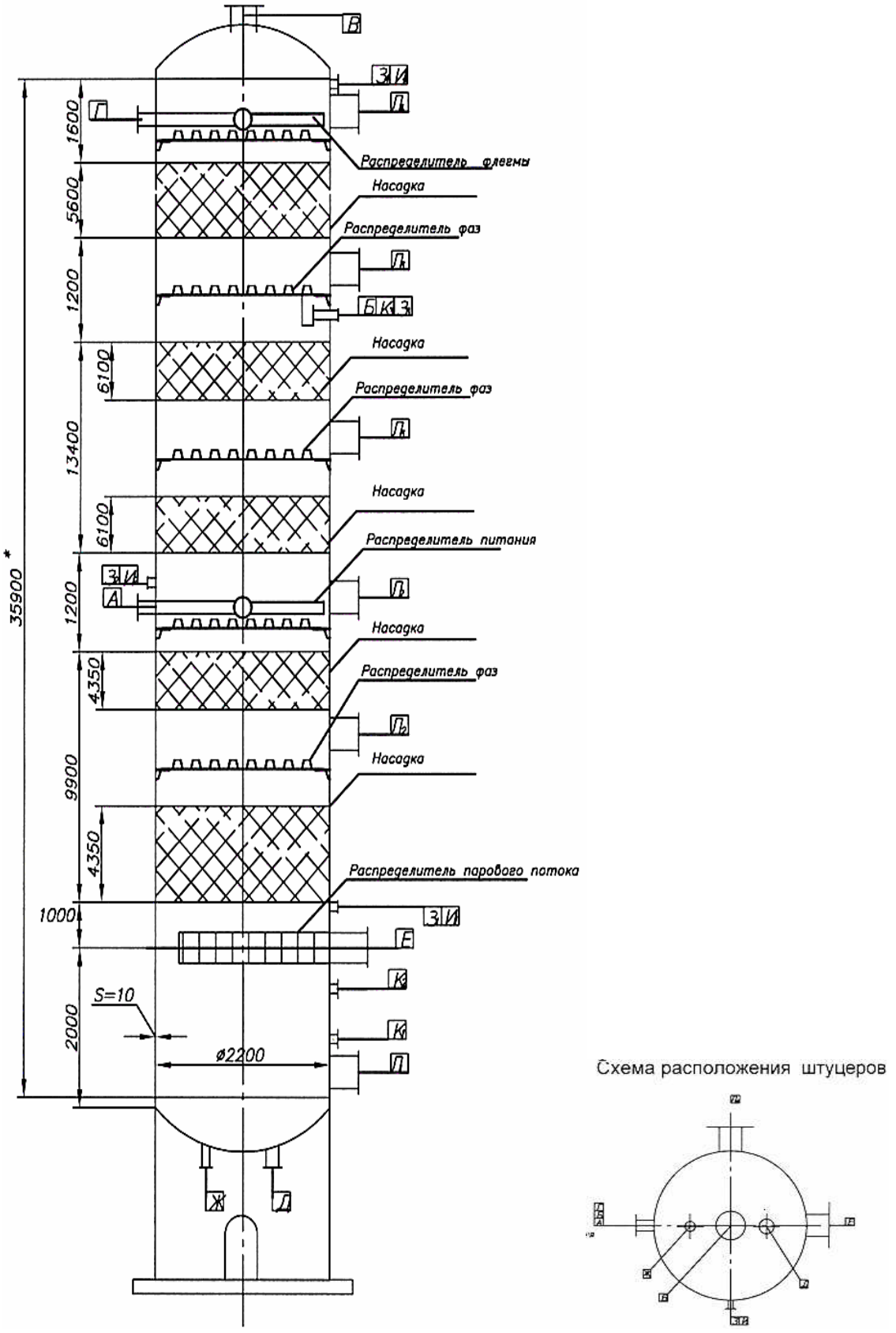


Рис. 3.2. Промышленная насадочная ректификационная колонна по проекту Инжехим

3. Создавать возможность для высоких нагрузок аппарата по жидкости и газу; для этого насадка должна также иметь большие значения $\varepsilon_{св}$ или $S_{св}$;

4. Иметь малую плотность;

5. Равномерно распределять орошающую жидкость;

6. Быть стойкой к агрессивным средам;

7. Обладать высокой механической прочностью;

8. Иметь невысокую стоимость.

Очевидно, что насадок, которые бы полностью удовлетворяли всем указанным требованиям, не существует, так как соответствие одним требованиям нарушает соответствие другим (например, увеличение удельной поверхности a_V насадки влечет за собой повышение гидравлического сопротивления, а также снижение предельно допустимых скоростей газа и т.д.).

Поэтому в промышленности используют большое число разнообразных по форме и размерам насадок, изготовленных из различных материалов (металла, керамики, пластических масс и др.), которые удовлетворяют основным требованиям при проведении того или иного процесса абсорбции.

В прошлом столетии в качестве насадки наиболее широко применялись тонкостенные *кольца Рашига* (рис. 3.3, *а*), имеющие высоту, равную диаметру, который изменяется в пределах 15–150 мм. Кольца малых размеров засыпают в колонну навалом.

Большие кольца (от 50×50 мм и выше) укладывают правильными рядами, сдвинутыми друг относительно друга. Такой способ заполнения аппарата насадкой называют загрузкой в укладку, а загруженную таким способом насадку – *регулярной*.

Регулярная насадка имеет ряд преимуществ перед нерегулярной, навалом засыпанной в колонну: обладает меньшим гидравлическим сопротивлением, допускает большие скорости газа. Однако регулярная насадка требует более сложных по устройству оросителей, чем насадка, засыпанная навалом.

Хордовую насадку (см. рис. 3.3, *б, 8*) обычно применяют в аппаратах большого диаметра. Несмотря на простоту ее изготовления, хордовая насадка вследствие небольших удельной поверхности и свободного сечения вытесняется более сложными и дорогостоящими видами регулярных насадок, часть из которых представлена в разделе 3.2. В табл. 3.1 и табл. 18 прил. И в разделах 3.2, 3.3 и 3.5 приведены основные характеристики насадок некоторых типов.

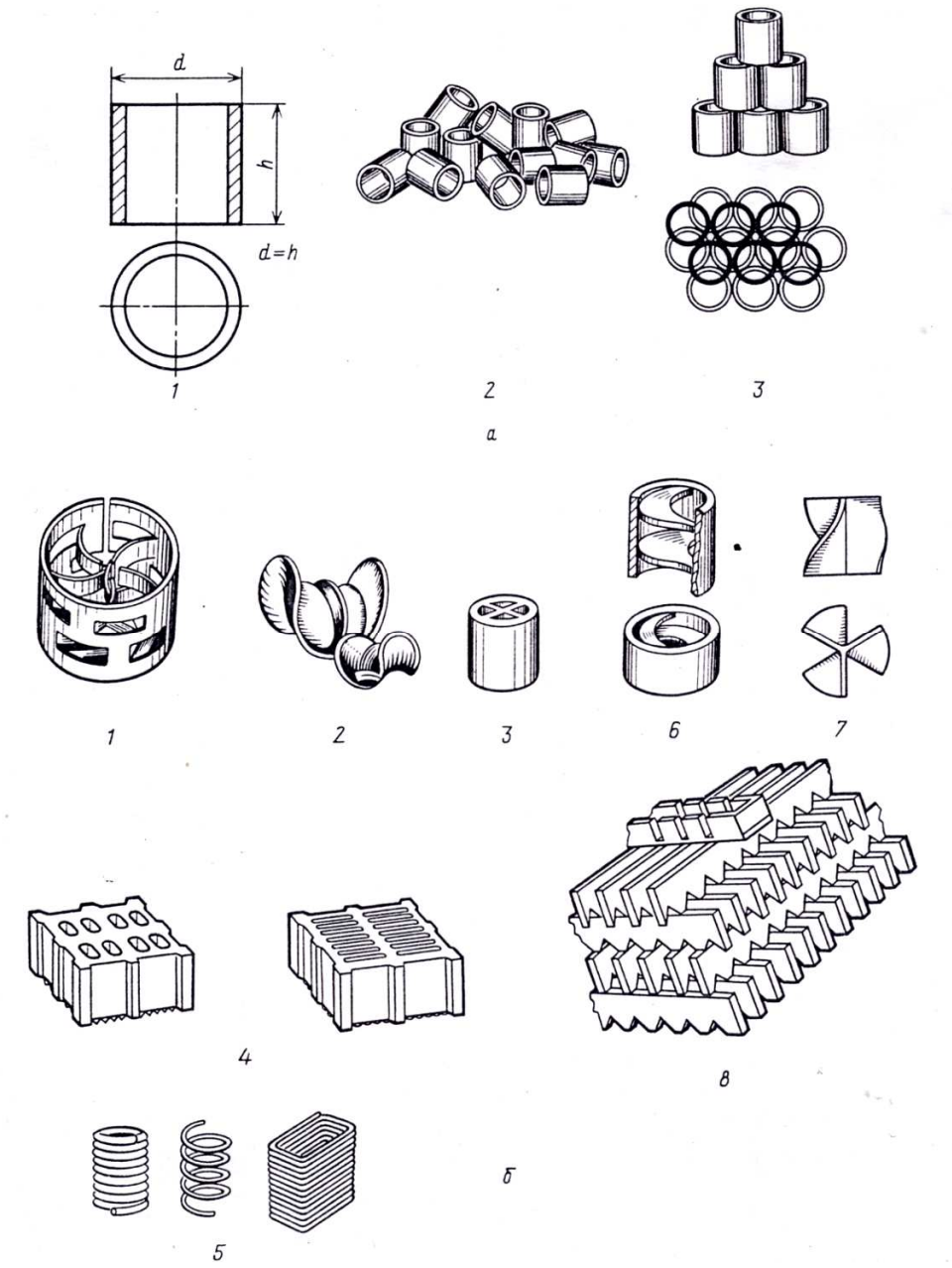


Рис. 3.3. Виды классических насадок: *а* – насадка из колец Рашига: 1 – отдельное кольцо; 2 – кольца навалом; 3 – регулярная насадка; *б* – фасонная насадка: 1 – кольца Палля; 2 – седлообразная насадка; 3 – кольца с крестообразными перегородками; 4 – керамические блоки; 5 – витые из проволоки насадки; 6 – кольца с внутренними спиралями; 7 – пропеллерная насадка; 8 – деревянная хордовая насадка

При выборе размеров насадки необходимо учитывать, что с увеличением размеров ее элементов увеличивается допустимая скорость газа, а гидравлическое сопротивление насадочного аппарата снижается. Общая стоимость колонны с крупной насадкой будет ниже за счет снижения диаметра аппарата, несмотря на то, что высота насадки

несколько увеличится по сравнению с насадкой меньших размеров.

При выборе размера насадки необходимо соблюдать условие, при котором отношение диаметра $D_к$ колонны к эквивалентному диаметру $d_э$ насадки $D_к/d_э \geq 10$.

В случае загрязненных сред целесообразно применять регулярные насадки, в том числе при работе под повышенным давлением. Для этих сред можно использовать также так называемые аппараты с плавающей насадкой. В качестве насадки в этом случае обычно применяют легкие полые шары из пластмассы, которые, при достаточно высоких скоростях газа, переходят во взвешенное состояние. Вследствие их интенсивного взаимодействия такая насадка практически не загрязняется.

Таблица 3.1. Характеристики насадок

Насадка	Размеры элемента, мм	Удельная поверхность, $м^2/м^3$	Свободный объем, $м^3/м^3$	Эквивалентный диаметр, м	Масса 1 $м^3$ насадки, кг
1	2	3	4	5	6
Регулярная насадка					
Деревянная хордовая (шаг в свету 10×100 мм)	10 20	100 65	0,55 0,68	0,022 0,042	210 145
Керамические кольца Рашига	50×50×50 80×80×80 100×100×100	110 80 60	0,735 0,720 0,720	0,027 0,036 0,048	650 670 670
Засыпка внавал					
Керамические кольца Рашига	15×15×2 25×25×3 50×50×5	330 200 90	0,700 0,740 0,785	0,009 0,015 0,035	690 530 530
Стальные кольца Рашига	10×10×0,5 15×15×0,5 25×25×0,8	500 350 220	0,880 0,920 0,920	0,007 0,009 0,017	960 660 640
Керамические кольца Палля	25×25×3 50×50×5	220 120	0,740 0,780	0,014 0,026	610 520
Стальные кольца Палля	25×25×0,6 50×50×1	235 108	0,900 0,900	0,010 0,033	525 415

Окончание табл. 3.1

1	2	3	4	5	6
Керамические седла Берля	12,5 25 38	460 260 165	0,680 0,690 0,700	0,006 0,011 0,017	720 670 670

В аппаратах с плавающей насадкой возможно создание более высоких скоростей, чем в колоннах с неподвижной насадкой. При этом увеличение скорости газа приводит к расширению слоя шаров, что способствует снижению скорости газа в слое насадки. Поэтому существенное увеличение скорости газового потока в таких аппаратах (до 3–5 м/с) не приводит к значительному возрастанию их гидравлического сопротивления.

3.2. Конструкции регулярных насадок

Насадка должна удовлетворять следующим основным требованиям: обладать максимальными удельной поверхностью a_v и долей свободного объема $\varepsilon_{св}$, высокой прочностью и химической стойкостью, низким гидравлическим сопротивлением, способностью хорошо смачиваться жидкостью и равномерно распределять ее по сечению аппарата, низкой стоимостью.

Универсальной насадки, удовлетворяющей всем этим требованиям, не существует. Ряд требований являются взаимоисключающими. Так, увеличение удельной поверхности насадки приводит, как правило, к уменьшению доли ее свободного объема и увеличению гидравлического сопротивления. Этим объясняется большое разнообразие конструкций элементов насадок, которые могут изготавливаться из различных материалов (металла, пластмассы, керамики и так далее), иметь различные размеры.

Наиболее широкое распространение в промышленности долгое время имели кольца Рашига. Основным достоинством колец Рашига является простота изготовления и дешевизна, а недостатком – малая удельная поверхность и наличие застойных зон. Для устранения данных недостатков начали разрабатывать и применять насадки других типов: перфорированные кольца (Палля), кольца с внутренними перегородками, а также седла различной конструкции (Берля, «Инталлокс»). Увеличение размеров элементов насадки приводит к увеличению свободного объема,

снижению гидравлического сопротивления, но и уменьшает удельную поверхность насадки. Регулярная насадка может изготовляться из пакетов плоских вертикальных параллельных пластин. Пакеты, расположенные друг над другом, повернуты под определенным углом. Для увеличения удельной поверхности пластины могут производиться рифлёными и гофрированными.

В работе [4] описана новая структурированная насадка (*Optiflow*) для интенсификации массопереноса в ректификационных колоннах, состоящая из множества единичных ромбических поверхностей. На поверхностях насадки образуется ламинарная самообновляющая пленка. Газовая фаза вовлекается в круговое движение и создаются благоприятные условия для взаимодействия жидкости и газа. Применение этой насадки повышает эффективность на 25 % по сравнению с *Mellapak* 250*Y* и на 50 % – с 250*X*. Объемный фактор разделения с насадкой *C*–36 равен 3–3,5 вместо 2,5–3 с насадкой *Mellapak*, что позволяет снизить затраты при повышении мощности оборудования и при пуске новых колонн.

В [5] рассмотрена швейцарская ромбовидная структурированная насадка для дистилляционных и абсорбционных колонн, отличающаяся высокой эффективностью и небольшим гидравлическим сопротивлением. Насадка создает закрученный поток газа и обеспечивает однородное распределение жидкости и ее перемешивание. По сравнению с насадкой из колец диаметром 50 мм, при одинаковой высоте слоя число теоретических ступеней увеличивается вдвое, а по сравнению с кольцами диаметром 25 мм – на 50 %. При использовании новой насадки снижается температура или уменьшается требуемое флегмовое число в дистилляционных колоннах. Уменьшается потребляемая газодувкой мощность в скрубберах, сокращаются размеры колонн, что уменьшает капитальные затраты и эксплуатационные расходы.

В [6] представлено испытание новой углеволокнистой насадки для ректификационных колонн, рекомендуемой для ректификации агрессивных жидкостей – таких, как уксусная кислота, ацетилхлорид, хлороформ и другие.

Разработана уголковая насадка [7], составленная из периодических горизонтальных рядов равнобоких уголков, расположенных углами вверх, причем кромки полок соседних в ряду уголков образуют с полками при вершине уголков нижерасположенного ряда щели.

В работе [8] рассмотрено использование регулярной насадки КЕДР для вакуумных колонн установок АВТ. Сделаны выводы, что эти насадки по эффективности аналогичны западным аналогам. ВЭТТ для насадки КЕДР составляет 0,45 м.

Особенностью предлагаемого в работе [9] вида насадки является то, что при прохождении через аппарат потока обрабатываемых сред, поверхность отдельных элементов загрузки совершает колебательные движения, благодаря чему интенсивность процессов существенно возрастает. Каждый элемент выполнен из упругой ленты, и в сечении имеет форму сплющенной цифры «8». Элементы набираются в блоки, прикрепляются, например, верхней и нижней частями к горизонтальным несущим стержням.

В [10] работе описана насадка с усовершенствованной поверхностью для насадочной колонны. Концентрирование слабых кислот производится в колоннах с металлической насадкой при противотоке содержащих кислоту пара и воды с выводом жидкости из основания колонны. Предлагается протравливать крепкой кислотой элементы металлической насадки, что повышает ее эффективность и позволяет уменьшить на 20 % высоту, эквивалентную теоретической тарелке.

В [11] предлагается коррозионно-и термостойкая насадка для колонн и реакторов, в которых осуществляются массо- и теплообменные процессы. Она состоит из отдельных упорядоченных формованных элементов из углерода, армированного несколькими слоями стеклоткани, имеющих текстильное соединение. На ПВ элементов расположены поры или отверстия диаметром 10 до 10 000 мкм. Все элементы компактно соединены и имеют фиксированное положение. Насадка отличается легкостью, стабильностью механических свойств и высокой теплопроводностью.

Насадка для массообменных колонн, рассмотренная в работе [12], отличается малыми гидравлическими сопротивлениями и эффективностью. Насадка образована гофрированными элементами ячеистой структуры, поверхность которых покрыта сеткой. Растекание жидкости по насадке обусловлено действием копилярных сил. Пакеты таких элементов определенной длины располагаются в колонне, чередуясь под прямым углом. Описаны детали конструктивных элементов насадки.

В работе [13] описана структурированная насадка, включающая пакеты из гофрированных металлических просечно-вытяжных листов с вертикальным рабочим положением пакетов, каждый из которых снабжен распределительным устройством в виде краевых гофров листов, на ПВ которых выполнены дистанционные выступы-интенсификаторы. Отличаются насадки тем, что краевые гофры выполнены непрерывными по всей длине краев листов и наклонены к продольной оси пакета под углом 25–45 %, а дистанционные выступы-интенсификаторы выполнены неразрывными в виде вытяжек металла листов, образованными полузамкнутыми ПВ. Выступы-интенсификаторы, образованные ПВ в

виде усеченных пирамид, высота гофров составляет 0,08–0,2 ширины основания этих же гофров, расположенных в шахматном порядке.

Запатентована новая [14] конструкция насадочного элемента, предназначенная для использования в массообменных колоннах, теплообменных аппаратах с непосредственным контактированием поднимающего газового потока и стекающей по ПВ насадки жидкости, а также в химических реакторах. Отличается также возможность использования предлагаемой насадки в смесителе. Рассматриваемая насадка может выполняться из профильных металлических и пластмассовых листов, причем соединение отдельных деталей насадки может осуществляться либо механическим способом, либо с использованием сварки. Предлагаемый насадочный элемент представляет собой конструкцию, выполненную в форме октаэдров, образующую единую решеточную систему, расположенную внутри аппарата. Даются рекомендации по выбору оптимальных размеров этих элементов.

В [15] описана насадка для дистилляционной колонны, образованная полыми вертикальными шестигранными призматическими элементами, при соединении которых образуется структура с опущенными вниз переливными стаканами прямоугольного сечения. По высоте колонны размещается множество таких структур, причем смежные струи смещены в горизонтальной плоскости, что определяет зигзагообразующие движения поднимающихся паров, которые контактируют с жидкостью, стекающей по стенкам элементов.

В работе [16] рассмотрена насадка для массо- и теплообмена между жидкостью и газом в промышленной колонне. Насадка выполнена в виде пакета параллельных вертикально расположенных пластин с косыми лотками, которые образуют каналы для стекания жидкости. В соседних пластинах лотки примыкают к стенкам колонны или другим пластинам.

В 1998–1999 гг. в ОАО «Криогенмаш» создано оборудование для производства регулярной насадки, которая описана в работе [17]. Она представляет собой алюминиевую гофрированную полосу (ленту) с пробитыми отверстиями. Производительность оборудования 350 м^3/год насадки, при коэффициенте разгрузки 0,7. Максимальная длина ленты 2600 мм. Насадку изготавливают в три операции: пробивка отверстий в ленте; создание (прокатка) шероховатостей; штамповка гофров.

Представлена [18] массообменная колонна с плавающей насадкой для взаимодействия с газом (паром) и жидкостью, включающая вертикальный цилиндрический корпус и поярусно расположенные в нем поддерживающие распределительные конические решетки с прорезями в виде арочных прорезей с тангенциально направленными осями. Слой насадки на каждой распределительной решетке, отличающейся тем, что каждая коническая распределительная решетка выполнена в виде конуса,

ориентирована вершиной вниз, с центральным отверстием у вершины, расположенным осесимметрично по отношению к основанию конуса. Наружный диаметр основания корпуса меньше внутреннего диаметра цилиндрического корпуса для обеспечения свободного прохождения конуса. внутри корпуса, внутри отверстий конусов установлен вертикальный стержень, закрепленный к вершинам конусов точечной сваркой.

В работе [19], на основании данных о свойствах гофрированных металлических структурированных насадок, обсуждаются нижний и верхний пределы нагрузок по газу и жидкости, проводится анализ рабочей гибкости (отношение максимальной и минимальной нагрузок этих насадок). Приводится диаграмма нагрузок насадки *Mellapak* 250*J*, из которой видно, что гибкость нагрузки по газу составляет 5,1, а по жидкости может достигать 100. Эти данные могут быть полезными для проектирования структурированной насадки.

Сущность изобретения в работе [20] заключается в том, что фиксирующие элементы насадки выполнены в виде параллельных стержней, установленных в сетке и между слоями сетки с частичным перекрытием сечения насадки и креплением концов стержней, например, пластинами, при этом слои сетки установлены под углом к стержням. С целью стока жидкости из насадки, стержни могут быть установлены под углом к горизонтальной плоскости. Изобретение обеспечивает увеличение производительности и эффективности процессов массообмена и сепарации.

В работе [21] патентуется способ изготовления насадки, выполненной из трехмерной сетчатой структуры, которая составляет внутреннюю структуру устройства, в котором осуществляется массопередача и теплообмен. Внутренняя структура выполнена из множества элементарных структур, которые непрерывно расположены в вертикальных и горизонтальных направлениях трехмерной сетчатой структуры. Каждая из элементарных структур образована схождением в одной точке и расхождением трех или четырех нитевидных элементов. Задачей изобретения является создание насадки, способной обеспечивать достижение равномерных сбора и перераспределения жидкости и создание способа крупномасштабного изготовления недорогой насадки.

В [22] представлены два образца структурно-кольцевых насадок: листковая *PSL* и игольчатая насадка *PSI*. Насадка *PSL* обладает такими свойствами: большая пропускная способность, высокая удельная поверхность, значительная эффективность массообмена, а также способность равномерного распределения жидкости по сечению колонны. Насадка *PSI* выдерживает большие перепады давления газа, обладает значительной удельной поверхностью и большой разделительной способностью.

Регулярная насадка для тепло- и массообменных аппаратов [23] состоит из развернутых относительно друг друга слоев, выполненных из нескольких пакетов, которые набраны из параллели наклонных листов с выступами. Отличается насадка тем, что пакеты в каждом слое относительно первого листа любого пакета повернуты на 360°, а листы в каждом пакете наклонены в сторону смежного пакета. Угол наклона листов к горизонтальной плоскости выбран так, что проекция боковой грани листа на горизонтальной плоскости равна или превышает расстояние между листами.

Насадочный брикет и способ сборки насадочного слоя в массообменных колоннах рассматривается в работе [24]. С целью повышения эффективности колонны, насадочный слой, состоит из горизонтальных слоев с прямоугольными брикетами из параллельно расположенных гофрированных пластин на постоянном уровне. Это обеспечивает увеличение поверхности контакта между газом и жидкими фазами и снижение гидравлического сопротивления. Последним между слоями с прямоугольными брикетами монтируется слой из брикетов трапециевидной формы или в виде параллепипеда. Брикеты стыкуются таким образом, что образуют сплошной слой. Перекрестный эффект усиливается путем расположения гофрированных пластин в новых брикетах под углом к их параллельным плоскостям и параллельно друг другу. В прямоугольных брикетах пластины перпендикулярны к большей их плоскости.

Отмечено, что в литературе нет достаточно универсальных критериальных уравнений для вычисления коэффициента массотдачи в жидкой фазе для насадок с вертикальными стенками, несмотря на то, что эти насадки характеризуются высокой эффективностью при низком гидравлическом сопротивлении. В работе [25] предложено такое уравнение. Оно описывает все известные экспериментальные данные со средней погрешностью 3,4 %. Следует отметить, что такая малая погрешность расчета вызывает сомнение, так как погрешность экспериментов по массообмену в двухфазных средах в несколько раз больше.

Насадки для ректификационных колонн рассмотрены в работах [26–28].

Колонны с упорядоченной насадкой отличаются меньшей высотой эквивалентной теоретической тарелки и небольшим гидравлическим сопротивлением, что особенно важно при вакуумной ректификации. Большое значение имеют правильный выбор и установка распределителя жидкости по насадке, обеспечивающего равномерное орошение.

В процессе ректификации должны контролироваться расходы жидкости и паров, профили температуры и давления, состав жидкости. полученная информация служит для регулирования режима работы колонны. Предварительное испытание структурированной насадки желательно проводить на опытной установке [29]. Так, испытание в колонне диаметром 250 мм, высотой 3 м, выполненной на смеси с относительной летучестью 1,2 показали, что ВЭТТ равен 0,25 м. А на промышленной колонне диаметром 1220 мм, высотой 4,5 м,. была получена ВЭТТ 0,4–0,6 м. После нескольких усовершенствований удалось снизить ВЭТТ до 0,33 м. С увеличением высоты и диаметра колонны ВЭТТ обычно возрастает [29], что связано с масштабными эффектами.

Характеристики насадки с турбулизаторами пограничного слоя представлены в работе [30].

Коллективом Уфимского нефтяного института разработана насадка с капельным профилем полых элементов (рис. 3.4). Насадка состоит [31] из элементов, образованных соединением двух симметричных контактных листов 1, имеющих в сечении профиль, подобный профилю падающей капли, с отверстиями 2 в боковых стенках, листы имеют перегородку 3 и отсекатели потока 4. Контактные листы могут быть выполнены сплошными или образованными укладкой проницаемой гибкой полосы (например, рукавной сетки или просечно-вытяжной ленты). Целью изобретения является повышение пропускной способности насадки по газу при перекрестном токе фаз.

Сотрудниками Института новых химических проблем АН СССР в 1991 году запатентована регулярная насадка [32] (рис. 3.5). Целью изобретения является повышение эффективности и эксплуатационных характеристик аппарата за счет развития поверхности контакта фаз, снижения гидравлического сопротивления, выравнивания градиентов концентраций и температур в поперечном относительно движения потока направлении и создания поперечной турбулентности.

Пакет насадки тепломассообменного аппарата состоит из вертикальных гофрированных листов 1, изготовленных из сетки с эквивалентным диаметром ячейки $d_{экв}$ = 1,5–3 мм. Листы насадки имеют поперечное профилирование в виде конусообразных выступов 2 с высотой вглубь потока H, расположенное с шагом S, причем соотношение S/H = 7–12. Профиль выступов 2 в поперечном сечении имеет вид синусоиды с тем же периодом и фазой, что и основной гофр листа 1, но с амплитудой, линейно изменяющейся на шаге S от значения α до $\alpha - H$, где α – амплитуда основного гофра.

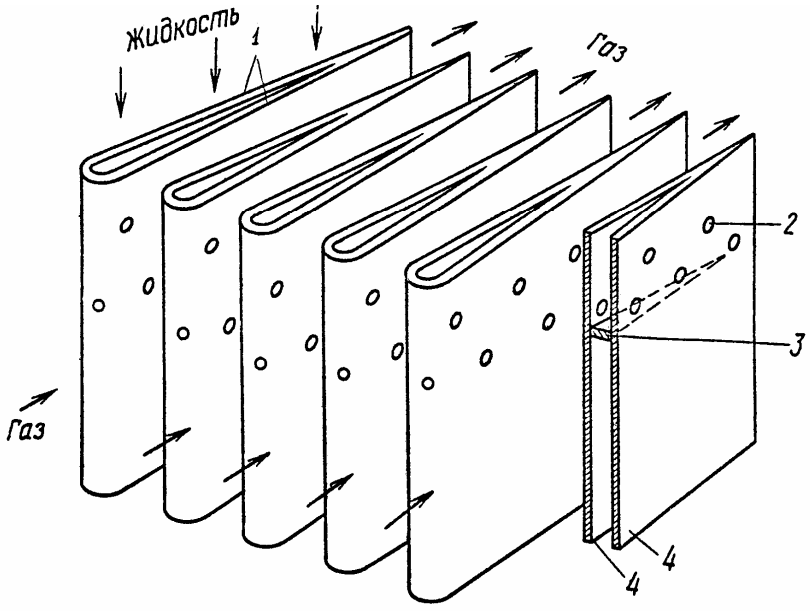


Рис. 3.4. Насадка с капельным профилем полых элементов

Соседние между собой листы 1 в пакете (рис. 3.6) расположены зеркально, то есть впадины основного гофра образуют вертикальные каналы, в которые направлены выступы и в которые по всей длине установлены интенсифицирующие вставки – завихрители, выполненные в виде спиралей 3 или скрученных лент.

На рис. 3.7 показана насадка, разработанная в Горьковском политехническом институте им. А.А. Жданова [33].

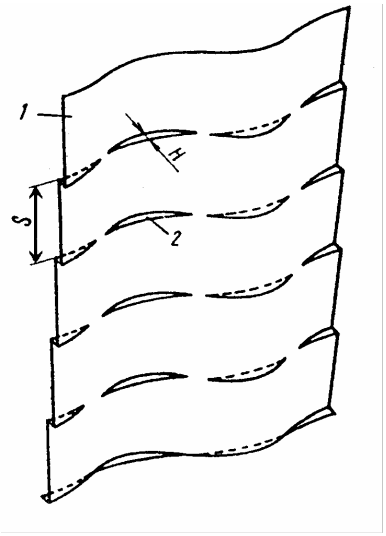


Рис. 3.5. Лист насадки
ИНХП АН СССР

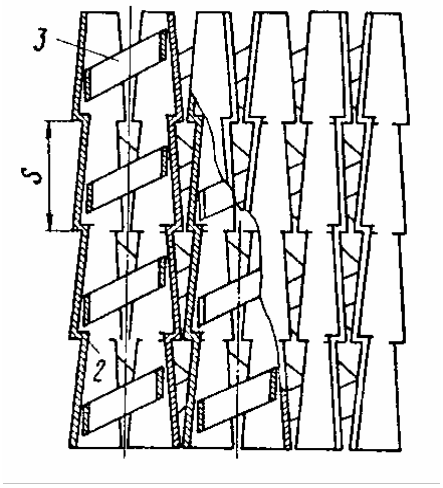


Рис. 3.6. Пакет насадки
ИНХП АН СССР

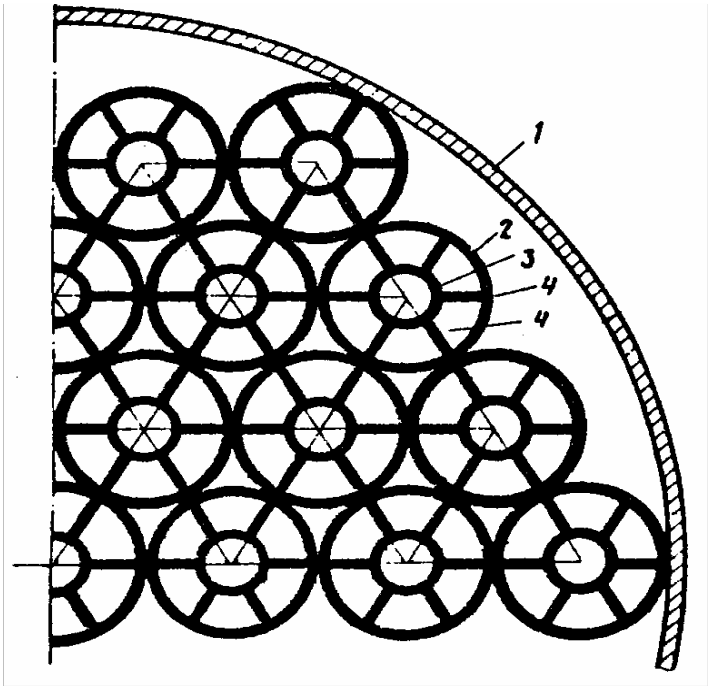


Рис. 3.7. Регулярная насадка Горьковского политехнического института: 1 – стенка колонны, 2 – трубка большего диаметра, 3 – трубка меньшего диаметра, 4 – продольные ребра

Сущность изобретения состоит в том, что регулярная насадка для массообменных аппаратов, содержащая пучок труб 2, касающихся друг друга боковыми поверхностями, снабжена продольно оребренными трубками 3 меньшего диаметра, соосно установленными внутри труб 2 большего диаметра. Кроме того, продольные ребра 4 выполняют либо в виде плоских, либо в виде криволинейных пластин. На наружной поверхности труб 2 выполнены канавки, расположенные одна напротив другой. Целью данного изобретения является также повышение эффективности работы насадки и снижение гидравлического сопротивления.

Насадка [34], разработанная в Киевском технологическом институте пищевой промышленности, (рис. 3.8) состоит из листов 1 с просечными отверстиями ромба, снабженных повторяющими форму отверстий лепестками 3. Между рядами отверстий выполнены гофры 4 в виде расширяющихся внутрь окружных канавок. Обращенные вниз поверхности лепестков имеют рифления.

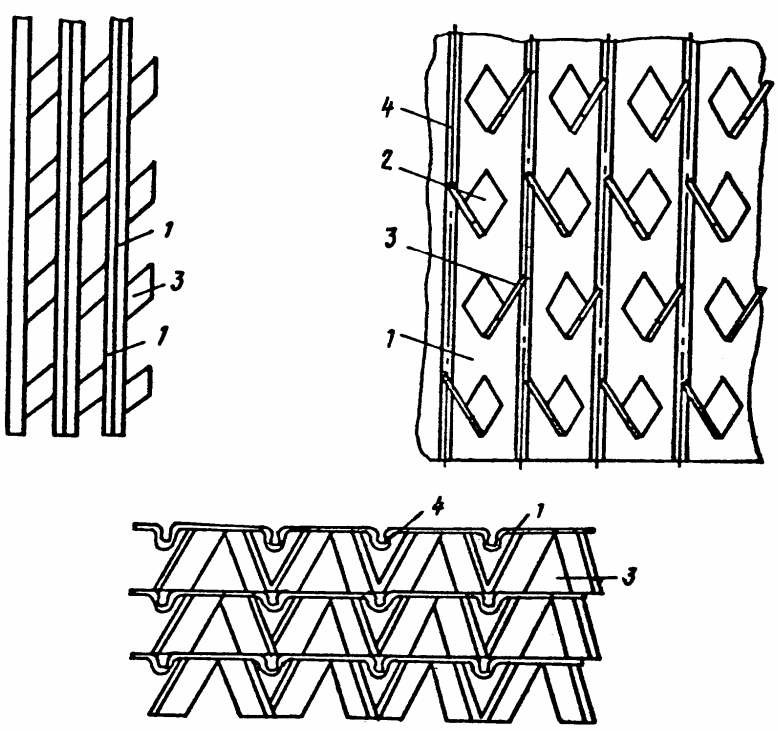


Рис. 3.8. Насадка с просечками

Другой вид регулярной насадки [35] представлен на рис. 3.9. Универсальный блок насадки для тепломассообменных аппаратов включает в себя зигзагообразные пластины 1, по торцам соединенные с вертикальными пластинами 2, и сетки 3. Блок отличается тем, что с целью обеспечения универсальности ее сборки и разборки, повышения эффективности использования площади поперечного сечения аппарата любого диаметра, он выполнен в виде трапеции или параллелограмма с углом при вершине 120°. Зигзагообразные пластины приварены к вертикальным пластинам под углом 60° или параллельно одна к другой, причем сетки установлены между парой параллельно расположенных зигзагообразных пластин и снабжены крюками 4.

Группой авторов [36] запатентован способ изготовления насадки (рис. 3.10), который включает в себя сборку гофрированных пластин из неорганического материала в пакет с взаимным перекрещиванием направлений гофр в смежных пластинах и скрепление этих пластин в местах их контакта. Такой способ изготовления насадки позволяет увеличить площадь активной поверхности насадки, прочность скрепления гофрированных пластин в пакет и работоспособность насадки.

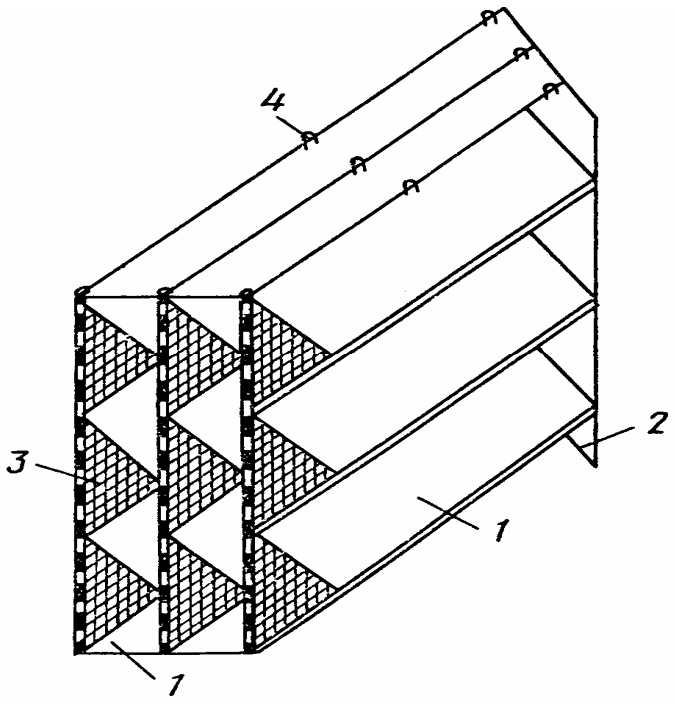


Рис. 3.9. Универсальный блок регулярной насадки

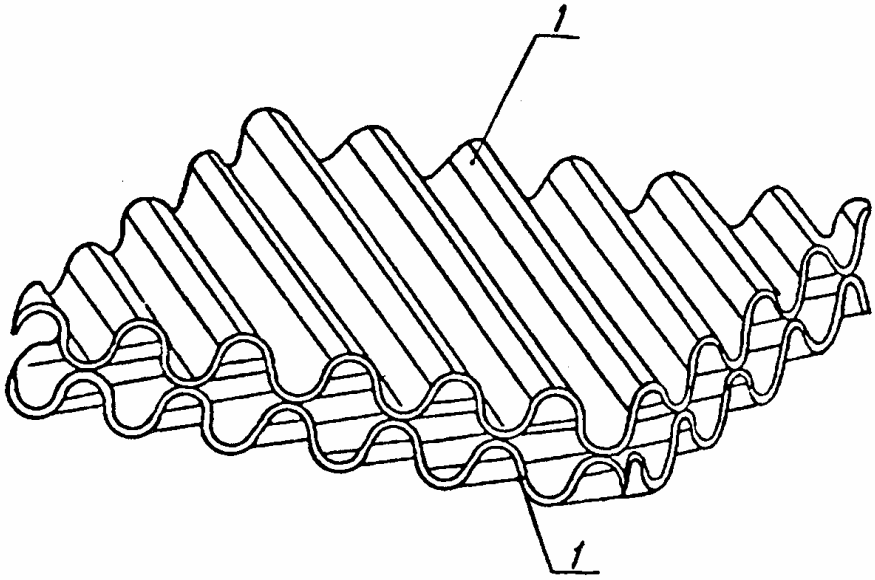


Рис. 3.10. Насадка из гофрированных листов

В Казахском химико-технологическом институте разработана насадка (рис. 3.11) из пластин с регулярной шероховатостью [37].

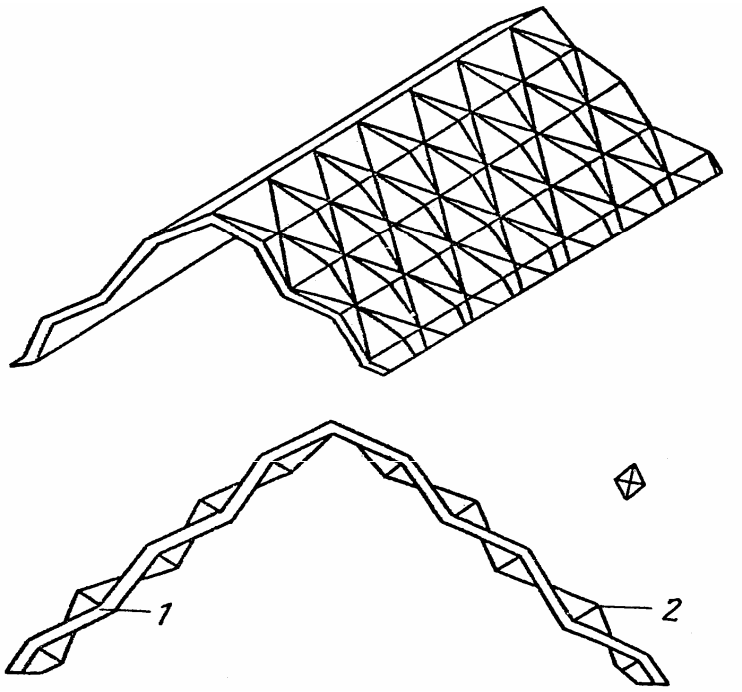


Рис. 3.11. Насадка из пластин с регулярной шероховатостью

Целью разработки является интенсификация процесса за счет обеспечения регулярного перемешивания, перераспределения слоев пленки жидкости, организации соударения двухфазных систем и получение мелкодиспергированного отрывного течения жидкости. Насадка имеет элементы 1 в виде регулярной шероховатости, образуемой четырех- (или шести-) гранными пирамидами 2, расположенными в шахматном порядке.

На рис. 3.12 показана зарубежная насадка INTALOX с изменением ориентации рифления и развитой поверхностной структурой.

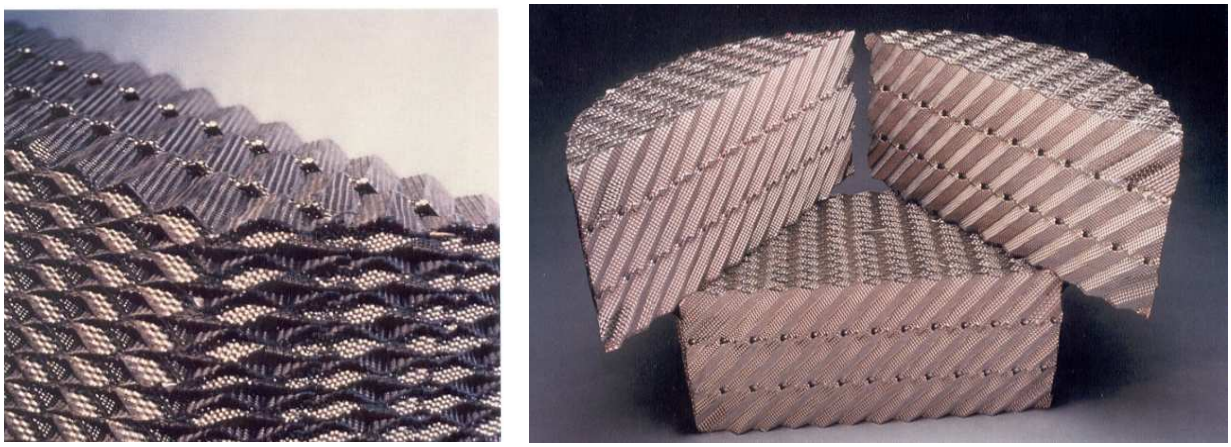


Рис. 3.12. Регулярная насадка INTALOX

Современные насадки «Инжехим» [38–42]

Инженерно-внедренческий центр «Инжехим» более восемнадцати лет занимается разработкой, исследованием и внедрением в промышленность различных контактных устройств для тепломассообменных аппаратов, газосепараторов и отстойников. Разработан и налажен выпуск более десятка различных регулярных и нерегулярных контактных устройств. Результаты экспериментальных исследований массообменных и гидравлических характеристик насадок даны в главе 6, а их промышленное внедрение в 7-10 главах.

Регулярная рулонная гофрированная насадка

Регулярная насадка (рис. 3.13) для тепломассообменных аппаратов, состоящая из пакетов, набранных из гофрированных листов 1 и установленных один над другим слоями, отличающаяся тем, что центральный пакет в слое выполнен в виде цилиндра 2, а остальные пакеты размещены в виде долей коаксиальных цилиндров 3, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно.

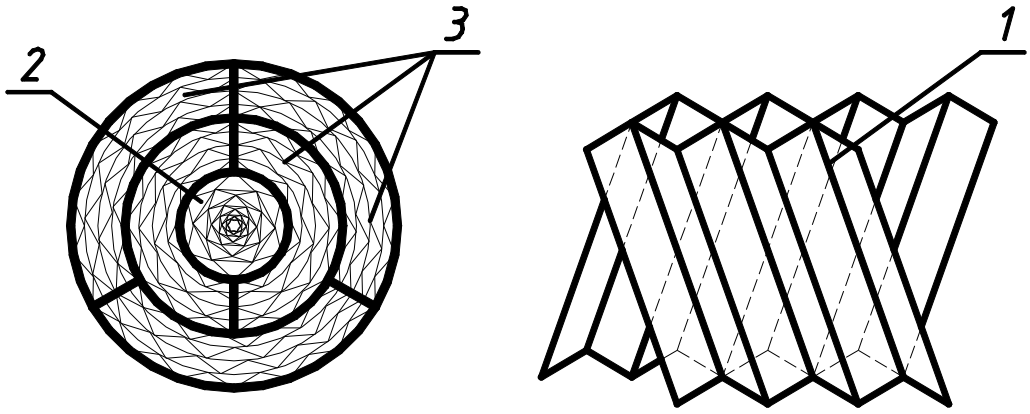


Рис. 3.13. Вид регулярной насадки

Изобретение относится к конструкциям регулярных насадок, предназначенных для проведения тепломассообменных процессов в системе газ(пар)-жидкость и может найти применение в химической, нефтяной, газовой и ряде других смежных отраслях промышленности, в частности, в процессах ректификации, абсорбции. Задачей изобретения

является упрощение конструкции насадки, снижение трудозатрат на ее изготовление, повышение эффективности массобмена. Данное техническое решение позволяет упростить конструкцию насадки, обладающей большой удельной поверхностью, снизить трудозатраты на ее изготовление и повысить эффективность работы массообменного аппарата за счет равномерного распределения насадочных элементов в пакетах, а пакетов в слое, независимо от диаметров колонн. Насадка может быть выполнена как с элементами шероховатости поверхности (пуклевкой), так и с просечками. Стабильность работы насадки при малом гидравлическом сопротивлении подтверждена успешной апробацией в промышленных условиях (глава 8).

В таблице 3.2 приведены основные характеристики разработанной насадки.

Таблица 3.2. Характеристики насадки

№ п/п	Характеристики насадки	Единица измерения	Численное значение
1	Удельная поверхность	$м^2/м^3$	180–300
2	Свободный объем	$м^3/м^3$	0,904
3	Эквивалентный диаметр	м	~ 0,015
4	Гидравлическое сопротивление при факторе пара F = 2,6	Па/м	120
5	Высота, эквивалентная одной теоретической тарелке (ВЭТТ)	м	0,6–0,8

Элемент регулярной насадки

Элемент насадки для массообменных аппаратов, выполненный в виде тонкостенного цилиндра 1 с изогнутыми радиально к центру просечными элементами, отличающийся тем, что просечные элементы расположены по окружности в верхней и нижней частях цилиндра (4 и 4') и соединены перемычками, являющимися частью боковой поверхности цилиндра, и образуют замкнутые фигуры, при этом нижняя фигура повернута относительно верхней вокруг оси цилиндра (рис. 3.14).

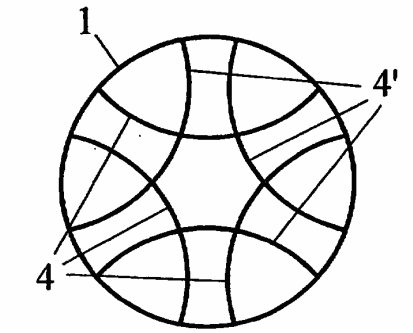


Рис. 3.14. Элемент насадки

Регулярная насадка для массообменных аппаратов

Регулярная насадка для массообменных аппаратов, содержащая уложенные в пакет гофрированные листы с перекрестным расположением гофров в соседних листах, с выполненными на поверхности листов выступами, отличающаяся тем, что выступы расположены горизонтальными рядами, при этом расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами (рис. 3.15).

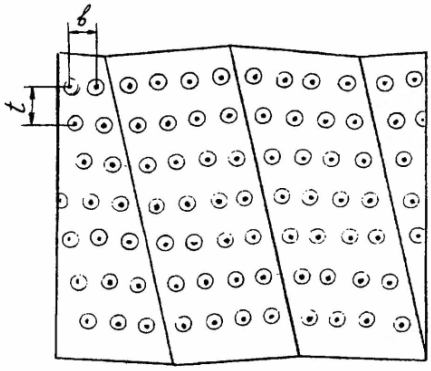


Рис. 3.15. Элемент гофрированной насадки

Регулярная сегментная насадка

Регулярная насадка для массообменных аппаратов, выполненная в виде пакета из сдвоенных лент, одна из которых имеет треугольные гофры, отличающаяся тем, что на боковых поверхностях гофр выполнены лепестки в виде круговых сегментов, при этом хорды сегментов гофр расположены под углом друг к другу.

Сегментная регулярная насадка изготавливается в виде набора кольцевых сегментных блоков, которые при сборке плотно заполняют весь рабочий объем колонны (рис. 3.16). Каждый сегментный блок выполнен в

виде пакета из гофрированных листов с перекрестным расположением гофров в смежных листах.

Такая конструкция, в отличие от традиционной формы регулярной насадки в виде прямоугольных блоков с обрезанными по радиусу колонны краями, выгодно отличается плотной укладкой с исключением зазоров между насадкой и корпусом колонны, которые приводят к нарушению равномерного распределения жидкой фазы по сечению колонны. Благодаря своей геометрии сегментная насадка сохраняет исходное равномерное распределение фаз в поперечном сечении колонны при большой высоте слоя насадки (12 м и более). Технические характеристики представлены в табл. 3.3.

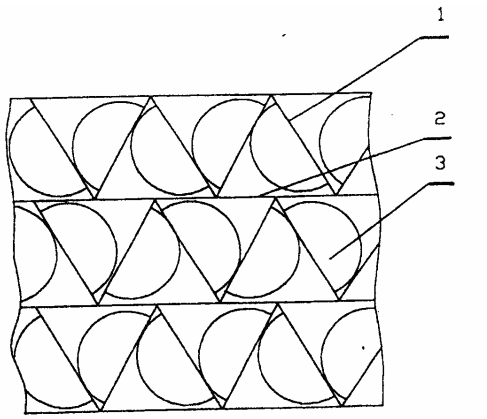


Рис. 3.16. Сегментная насадка

Регулярная сегментная насадка (рис. 3.17) предназначена для заполнения рабочего объема колонных аппаратов для процессов ректификации, абсорбции, десорбции и экстракции при температурах от –250 °С до +250 °С при избыточном атмосферном давлении и под вакуумом для создания развитой поверхности контакта рабочих фаз.

Рис. 3.17. Вид сегментной регулярной насадки

Насадка успешно применяется в качестве контактных устройств в массообменных аппаратах химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и прочих отраслей промышленности.

Достоинства сегментной насадки:

– высокая разделяющая способность (ВЭТТ от 0,15 м);

– широкий диапазон устойчивой работы;

– низкий удельный перепад давления (10–300 Па/м).

Блочная регулярная насадка изготавливается в виде блоков из скрепленных между собой вертикальных гофрированных пластин (рис. 3.18).

Таблица 3.3. Технические характеристики сегментной регулярной насадки

Наименование параметра	Значение
Марка стали	по ГОСТ 4986-79 или другая, более коррозионностойкая
Толщина ленты, мм	0,2–1,0
Варианты обработки поверхности	пуклевка, просечка и гладкая
Угол наклона гофр, град	30–45
Высота гофр, мм	5–20
Удельная масса изделия, кг/м^3	200–600
Удельная поверхность насадки, м^2/м^3	160–350

Гофрированные листы уложены под углом по отношению друг к другу и образуют каналы для потока паровой фазы. Поверхность насадки может иметь специальную обработку в виде регулярных выступов и просечных элементов. Поставляется в виде модификаций с различной удельной поверхностью (от 100 до 350 м^2/м^3) из тонкой ленты нержавеющей стали толщиной от 0,15 мм до 1 мм. Насадка предназначена для ректификационных и абсорбционных колонн диаметром от 1 до 8 м. Характеризуется высокой разделяющей способностью при низком гидравлическом сопротивлении. Высота, эквивалентная теоретической тарелке, – от 0,2 м.

Блочная регулярная насадка

Изготавливается в виде блоков из скрепленных между собой вертикальных гофрированных под углом пластин. Гофры смежных листов расположены перекрестно по отношению друг к другу и образуют каналы

для потока паровой фазы. Поверхность насадки может иметь специальную обработку в виде регулярных выступов или просечных элементов. Поставляется в виде модификаций с различной удельной поверхностью (от 70 до 250 $м^2/м^3$) из стальной нержавеющей ленты толщиной от 0,15 мм до 1 мм. Насадка предназначена для ректификационных и абсорбционных колонн диаметром от 1 до 8 м. Характеризуется высокой разделяющей способностью при низком гидравлическом сопротивлении.

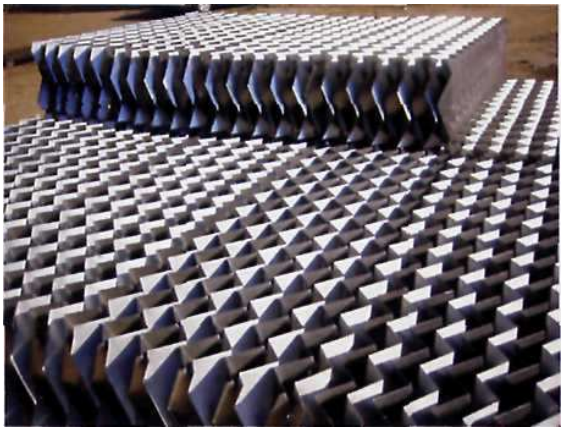


Рис. 3.18. Блочная регулярная насадка

Характеристики блочной насадки даны в таблице 3.4.

Таблица 3.4. Технические характеристики блочной регулярной насадки

Наименование параметра	Значение
Толщина ленты, мм	0,5–1,0
Виды обработки поверхности	пуклеваная, просечная и гладкая
Угол наклона гофр, град	20–35
Высота гофр, мм	12–40
Удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$	70–250

Прижимные и опорные решетки

Предназначены для удерживания контактных устройств в рабочем объеме насадочных аппаратов (рис. 3.19, 3.20).

Применяются в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и прочих отраслях промышленности. Решетки фиксируются в

аппарате при помощи струбцин, крепление сегментов болтовое. Выпускаются различные модификации, отличающиеся несущей способностью, размерами и материальным исполнением.

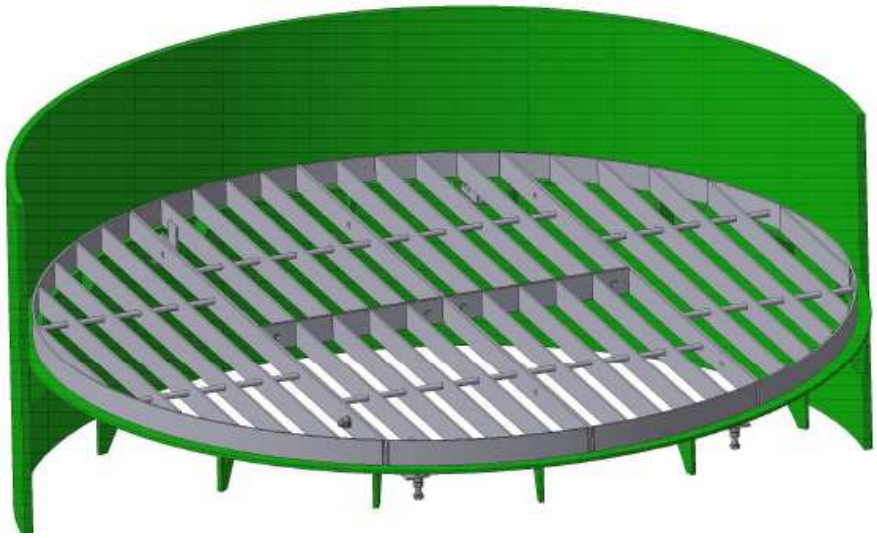


Рис. 3.19. Опорная решетка

Рис. 3.20. Прижимная решетка

3.3. Конструкции неупорядоченных насадок

В работе [43] в опытной колонне с новой насадкой, по форме слегка отличающейся от колец Рашига, на бинарной смеси изучались производительность, четкость разделения и перепад давления. Сформулированы эмпирические модельные уравнения, отражающие перепад давления и скорость захлебывания в колонне. Проанализировано несколько моделей.

В тематическом сборнике научных трудов Вестника КГТУ [44] дано

описание разработанной экспериментальной установки для исследования насадочных контактных устройств, а также методики проведения экспериментов по определению гидродинамических и массообменных характеристик насадок. Описана новая конструкция нерегулярной насадки и приведены результаты гидродинамических исследований на экспериментальном стенде.

В работе [45] рассмотрено внедрение новых насадок в колоннах щелочной очистки пирогаза. Разработаны насадочные элементы, сочетающие большую производительность по газу и жидкости, большую эффективность разделения и низкое гидравлическое сопротивление.

Разработке и внедрению в производство новых высокоэффективных насадок также посвящено большое количество работ. Например, запатентована [46] насадка (рис. 3.21, 3.22). Целью изобретения является увеличение пропускной способности насадки. Насадка представляет собой две призмообразные фигуры, образованные из попарно отогнутых навстречу одна другой пластин 1, повернутые одна относительна другой на 90° и имеющие общую перегородку 2.

Каждая пара пластин 1 направлена относительно другой пары в противоположную сторону. За счет неполной стыковки смежных пластин между ними образуются зазоры 3. Заготовка может быть выполнена с перфорацией.

На двух пластинах, образующих одну из призмообразных фигур, могут быть выполнены косые срезы. Выполнение насадки с косыми срезами позволяет уменьшить коэффициент использования материала с 1,65 до 1,6 по сравнению с насадкой без косых срезов.

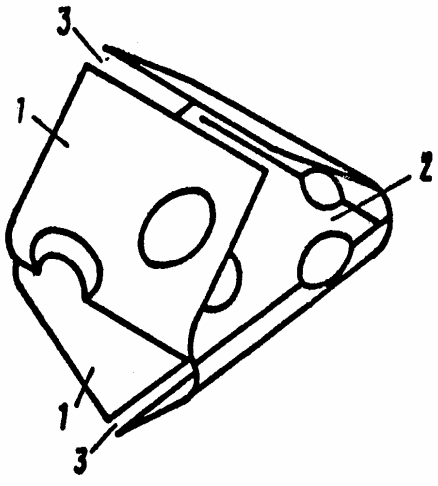


Рис. 3.21. Вид насадки в аксонометрии

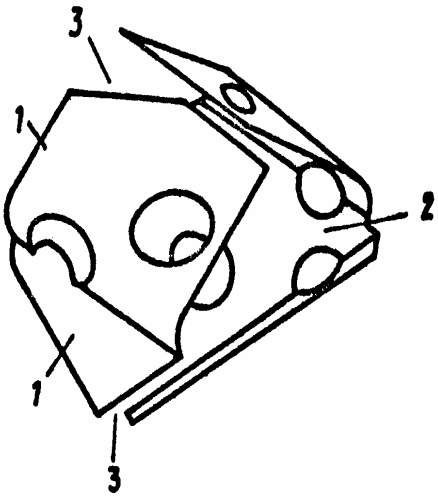


Рис. 3.22. Насадка с косыми срезами

Другой вид нерегулярной насадки [47] представлен на рис. 3.23. Целью изобретения является повышение эффективности за счет интенсивного обновления поверхности тепломассообмена жидкостной пленки при течении ее по насадке и обеспечения плотности ее засыпки.

Насадка содержит полосу, образующую замкнутое кольцо, один из концов которой повернут относительно другого на угол, кратный 180°, полоса выполнена с плавно циклически изменяющейся шириной и с длиной, кратной шагу изменения ширины. Полоса может быть выполнена с различной кратностью поворота концов и шага изменения ширины.

Во Всесоюзном НИИ синтетических и натуральных душистых веществ разработана насадка [48], выполненная в виде цилиндрического кольца 1 с внутренним элементом 2 в виде спирали Архимеда, наружный конец которой прикреплен к кольцу (рис. 3.24). По всей поверхности насадки имеются отверстия 3.

Цель изобретения – интенсификация тепломассообменных процессов за счет увеличения поверхности контакта фаз, улучшения смачивания и омывания потоками поверхности насадки.

Разработка сотрудников Горьковского политехнического института [49] представляет собой элемент, содержащий полуцилиндры (рис. 3.25, 3.26). Цель изобретения – повышение эффективности работы за счет улучшения омываемости внутренних поверхностей и усиления турбулизации фаз.

На рис. 3.25 показан вариант выполнения насадки, в которой ось любого полуцилиндра расположена между осью симметрии перегородки и свободной кромкой этого полуцилиндра; на рис. 3.26 – насадка, в которой ось симметрии перегородки расположена между осью полуцилиндра и его свободной кромкой.

Первый вариант выполнения характеризуется тем, что диаметр полуцилиндров больше ширины перегородки. Второй вариант характеризуется тем, что диаметр полуцилиндров меньше ширины перегородки.

Насадка содержит полуцилиндры 1–4, соединенные перегородкой 5. Соседние полуцилиндры, расположенные с одной стороны от перегородки (например, 1 и 2), присоединены к ее противоположным кромкам 6 и 7. Соседние полуцилиндры, расположенные по разные стороны от перегородки 5 (например, 1 и 4), образуют вместе с ней *S*-образный элемент 8. Оси 9 и 10 соседних полуцилиндров 1 и 3, 2 и 4 смещены относительно оси 11 симметрии перегородки с образованием криволинейных 12 и прямолинейных 13 зазоров (щелей), улучшающих смачиваемость внутренних поверхностей насадки, и свободных для

орошения зон 14 на перегородке 5. Для дальнейшего улучшения смачиваемости внутренних поверхностей насадка может быть выполнена перфорированной.

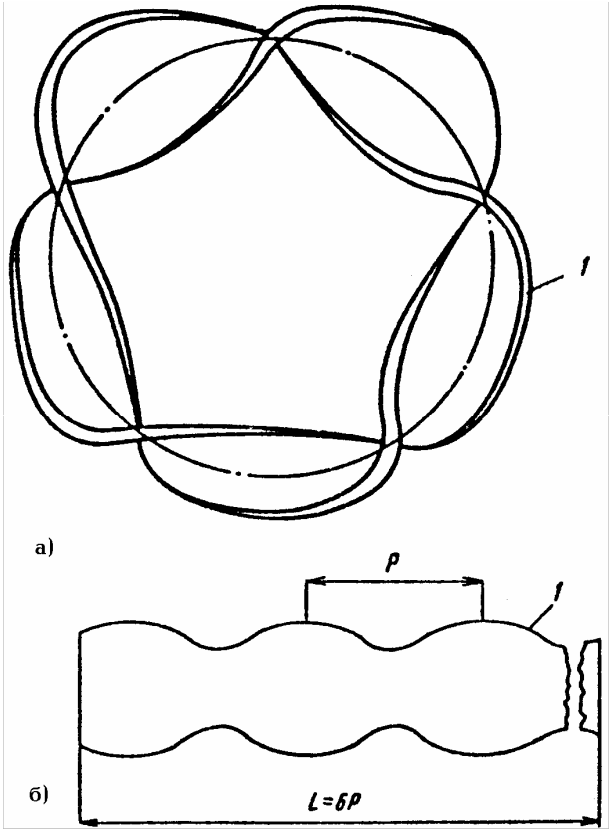


Рис. 3.23. Насадка Московского института управления
а – общий вид; *б* – полоса для изготовления насадки

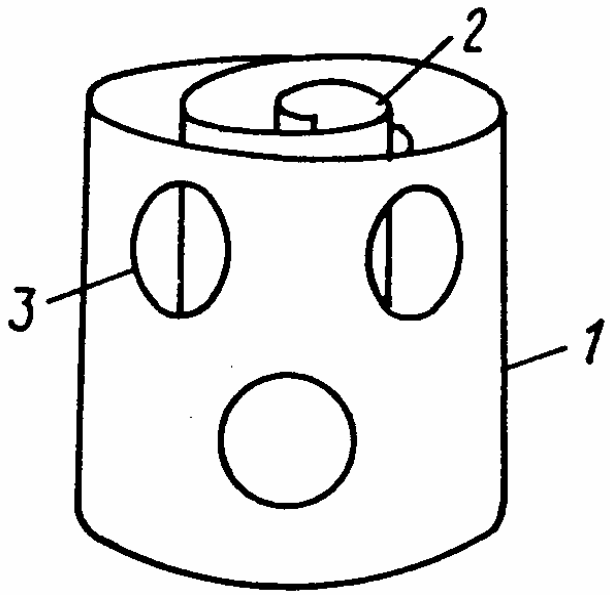


Рис. 3.24. Насадка в виде спирали Архимеда

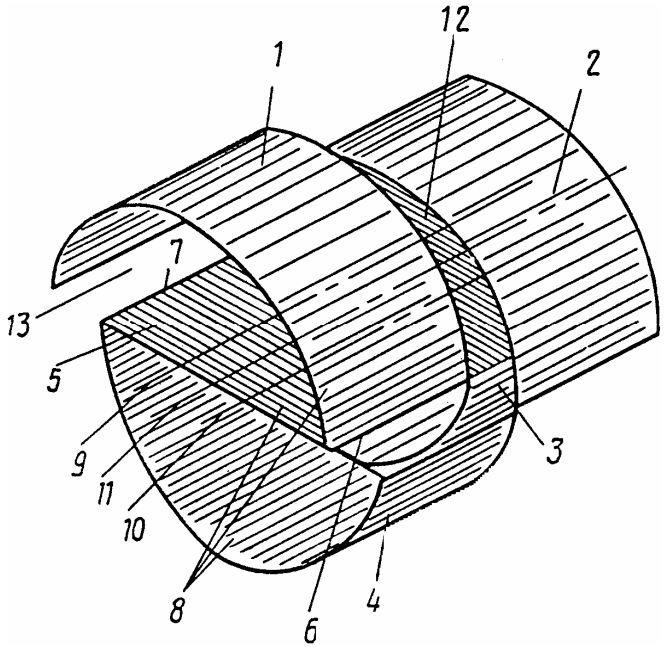


Рис. 3.25. Вариант выполнения насадки

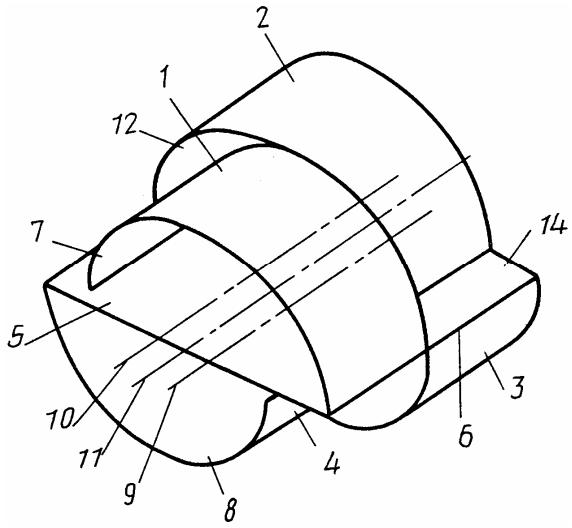


Рис. 3.26. Вариант выполнения насадки

Представляет интерес насадка [50], представленная на рис. 3.27. Цель изобретения – повышение эффективности массообмена за счет усиления турбулизации потоков и упрощения изготовления насадки.

Насадку изготавливают из металлических пластин треугольной формы с поперечным разрезом в направлении прямого угла до половины расстояния между вершиной треугольника и основанием. В полученные разрезы вставляются оба треугольника и их концы заворачивают в противоположные стороны так, что они обхватывают друг друга и не дают насадке распадаться на исходные части.

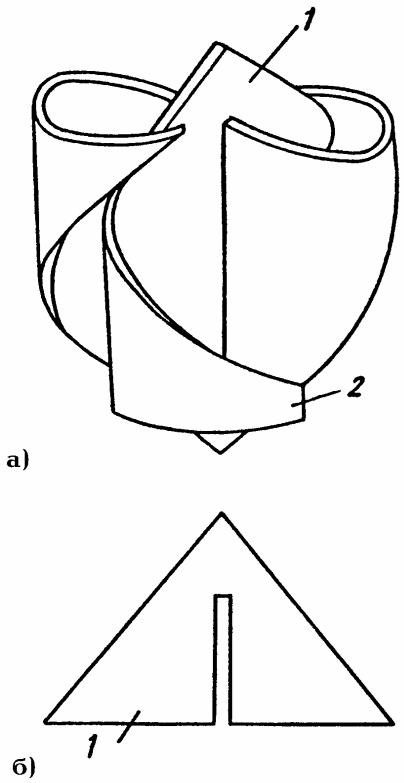


Рис. 3.27. Насадка из треугольных лепестков:
а – насадка в аксонометрической проекции, общий вид;
б – развертка (заготовка) элементов насадки

Нерегулярные насадки могут быть выполнены из перфорированных полос [51]. Насадка (рис. 3.28, 3.29) содержит кольцо 1 с отбортовками 2, контур которых выполнен с фигурным, например зубчатым профилем, образуя фигурные симметричные элементы 3, которые в противоположных отбортовках кольца взаимно смещены на половину шага ($t/2$) между смежными фигурными элементами одной из отбортовок. Боковая поверхность кольца 1 имеет встречно расположенные треугольные лепестки 4, основания лепестков совмещены в один ряд, между каждыми парами лепестков установлены перемычки 5.

Лепестки 4 и перемычки 5 имеют отверстия 6 с одинаковыми или разными диаметрами. Лепестки 4 плавно по радиусу отогнуты внутрь кольца 1, при этом после гиба лепестков по линии их раздела, совпадающей с гипотенузой, имеется зазор 7 с шириной «*а*». Согнутые лепестки 4 с перемычкой 5 в плане образуют полукольца 8.

На рис. 3.28 представлена насадка, вид сверху; на рис. 3.29 – то же, продольный разрез.

На рис. 3.30 и 3.31 показаны элементы нерегулярных зарубежных насадок.

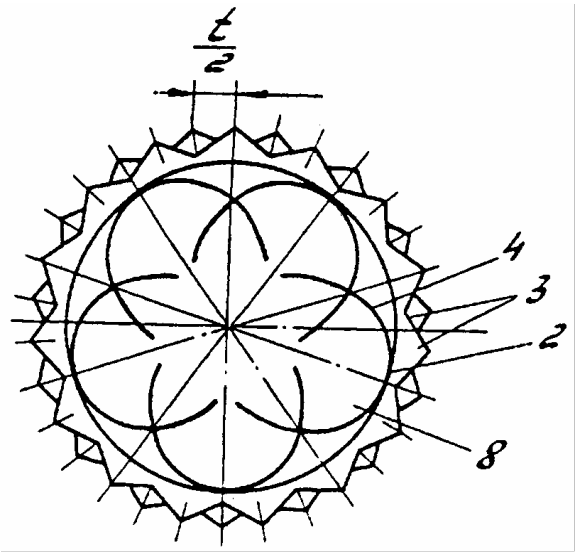


Рис. 3.28. Насадка из перфорированной полоски

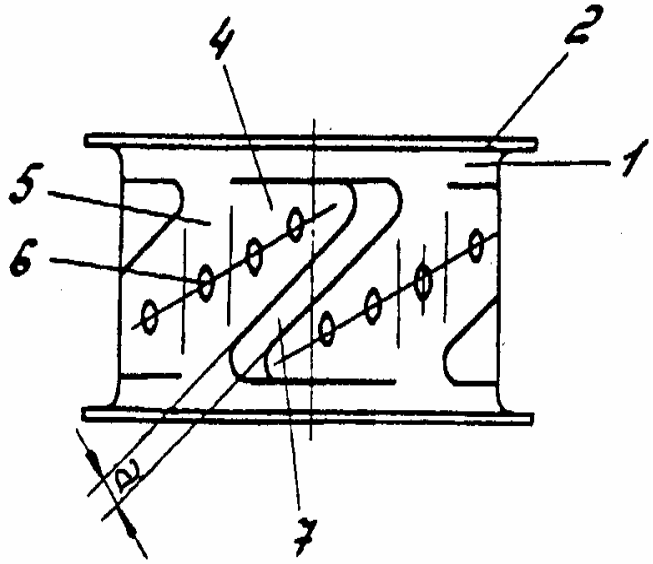


Рис. 3.29. Насадка в разрезе

Рис. 3.30. Нерегулярная насадка HY-PAK

Рис. 3.31. Нерегулярная насадка CASCADE-RINGS

Нерегулярные насадки «Инжехим» [52–54]

Элемент насадки для массообменных аппаратов

Элемент относится к конструкции насыпных насадок для массообменных аппаратов и может быть использован при осуществлении тепломассообменных процессов в системах жидкость-пар (газ), например, в ректификации, абсорбции, десорбции, дистилляции и других процессах. Элемент насадки имеет на боковой поверхности просечки, изогнутые по окружности. Элемент насадки выполнен в виде параллельных цилиндров, которые образованы просечными элементами, расположенными в ряд по высоте, изогнутыми по окружности поочередно внутрь и наружу. При этом цилиндры соединены перемычками и размещены относительно друг друга таким образом, что их диаметральные плоскости образуют боковую поверхность правильной многогранной призмы. Насадка позволяет повысить эффективность тепломассообмена путем увеличения поверхности межфазного контакта за счет уменьшения каплеобразования и равномерного распределения межфазной поверхности по объему тепломассообменного аппарата.

Известен элемент насадки для массообменных аппаратов, выполненный в виде цилиндра, на боковой поверхности которого выполнены прямоугольные просечки, расположенные рядами по высоте в шахматном порядке и отогнутые по поперечной образующей внутрь цилиндра в виде лепестков, при этом концевая кромка каждого лепестка расположена под углом к поперечной корневой кромке лепестка [55].

Наиболее близким по технической сущности является элемент насадки для массообменных аппаратов, выполненный в виде тонкостенного отбортованного цилиндра, на боковой поверхности которого выполнены просечные элементы в виде отогнутых внутрь цилиндра лепестков, которые изогнуты по окружности и расположены в ряд по периметру и выполнены в виде встречно расположенных прямоугольных треугольников, основания которых расположены в ряд, при этом поверхность насадки выполнена перфорированной [56].

Недостатками указанных насадок для массообменных аппаратов является то, что концы отогнутых вовнутрь цилиндра лепестков являются каплеобразующими элементами, способствующими капельному уносу жидкости. Одновременно массообменная поверхность неравномерно распределена по объему тепломасообменного аппарата. Указанные недостатки снижают активную поверхность межфазного контакта и в целом ухудшают эффективность тепломассообмена.

Задачей является создание конструкции элемента насадки, позволяющей повысить эффективность тепломассообмена путем увеличения поверхности межфазного контакта за счет уменьшения каплеобразования и равномерного распределения межфазной поверхности по объему тепломассообменного аппарата.

Решение технической задачи позволяет повысить эффективность тепломассообмена путем увеличения поверхности межфазного контакта за счет уменьшения каплеобразования и равномерного распределения межфазной поверхности по объему тепломассообменного аппарата.

На рис. 3.32 представлен элемент насадки (вид сверху).

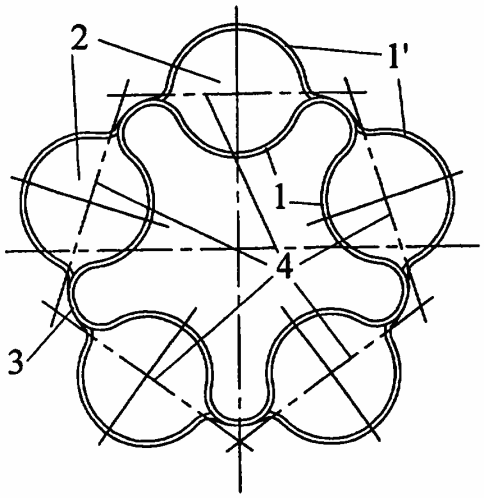


Рис. 3.32. Элемент насадки

Предлагается насадочный элемент для неупорядоченной загрузки насадки в колонну, на боковой поверхности которого выполнены просечные элементы, которые расположены в ряд по высоте и изогнуты по окружности поочередно внутрь 1 и наружу 1', ряды кольцевых элементов по высоте образуют параллельные цилиндры 2, цилиндры соединены перемычками 3, при этом цилиндры относительно друг друга размещены таким образом, что их диаметральные плоскости 4 образуют поверхность правильной многогранной призмы.

На рис. 3.33 представлен элемент насадки в аксонометрии, который имеет пять параллельных цилиндров, цилиндры расположены так, что их диаметральные плоскости образуют поверхность правильной пятигранной призмы.

Элемент насадки изготавливают штамповкой из листовой стали. При использовании контактной точечной сварки в местах стыка краев по одной из перемычек повышается механическая прочность отштампованного

элемента насадки, что позволяет изготавливать ее из более тонкого листового материала и увеличить глубину засыпки без нарушения формы насадки.

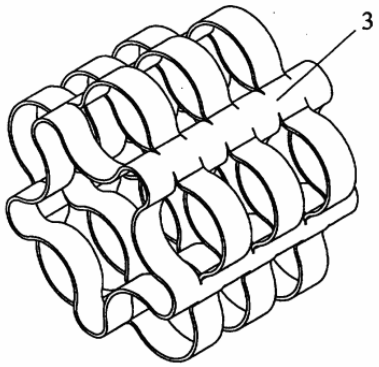


Рис. 3.33. Вид насадки в аксонометрии

Форма элементов насадки исключает образование локализованных областей неоднородного давления и тем самым разброс эксплуатационных характеристик за счет упорядоченного распределения в навал насадки в различных частях колонны, что приводит к относительно однородной плотности насадки и обеспечивает увеличение поверхности межфазного контакта жидкость-пар(газ).

Большая удельная контактная поверхность насадки, равномерно распределенная по объему аппарата, и отсутствие каплеобразования способствует интенсивному межфазному взаимодействию пара(газа) и жидкости, которая, стекая по поверхности насадки в виде пленки, дает возможность постоянно обновлять межфазную поверхность.

Промышленные испытания насадки в массообменных аппаратах показали высокие тепломассообменные характеристики.

Насадка «Инжехим-2000»

Нерегулярная насадка «Инжехим-2000» (рис. 3.34) применяется в качестве контактных устройств в тепло- и массообменных аппаратах химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и прочих отраслей промышленности в процессах ректификации, абсорбции, десорбции и экстракции при температурах от –250 °С до +250 °С при избыточном и атмосферном давлениях и под вакуумом. Насадка «Инжехим» позволяет повысить эффективность массообменных процессов и имеет расширенный диапазон эффективной работы как по газовой, так и жидкой фазам.

Насадка является современной альтернативой морально устаревшим кольцам Палля, Рашига и аналогичным насадкам. При равной толщине насадочного слоя (рис. 3.35) она обеспечивает большую (на 100–150 %) производительность и меньшее (в 2–3 раза) удельное гидравлическое сопротивление. При этом высота, эквивалентная теоретической тарелке, на 25–30 % ниже, чем у традиционных насадок соответствующего типоразмера. Насадка изготавливается из листа или ленты из нержавеющей или углеродистой стали толщиной от 0,3 до 2 мм. Насадка способна работать с загрязненными средами. Поверхность листа подвергнута специальной металлообработке, улучшающей растекание жидкости по насадке.

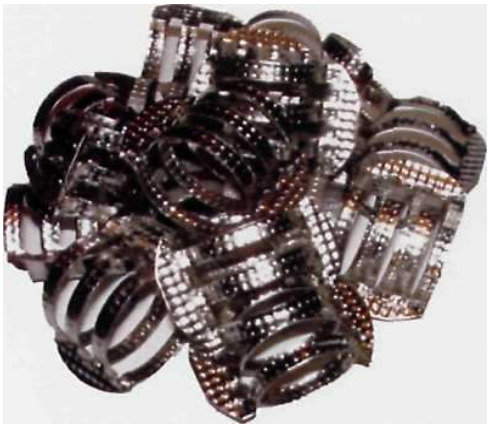


Рис. 3.34. Нерегулярная насадка «Инжехим-2000»

Рис. 3.35. Вид насадочного слоя

Основные технические характеристики насадки «Инжехим-2000» приведены в таблице 3.4.

Широкая номенклатура типоразмеров выпускаемых нерегулярных насадок позволяет перекрыть весь диапазон требуемых потребительских характеристик, от насадок для лабораторных установок четкой ректификации до насадок для промывных колонн, в которых на первое место выходят такие

требования, как стойкость к загрязнению и высокие нагрузки по обеим фазам.

Насадка «Инжехим» может быть использована в газосепараторах, насадочных теплообменниках и массообменных колоннах.

ИВЦ «Инжехим» также разработал и запатентовал несколько других видов неупорядоченной насадки (рис. 3.36). Все они отличаются технологичностью изготовления, простотой конструкции и обеспечивают высокие массообменные характеристики и низкое гидравлическое сопротивление.

Таблица 3.4. Основные технические характеристики насадки «Инжехим–2000»

Размер элемента D, мм	12	16		24		35		45		60	
Толщина материала, мм	0,3	0,4	0,5	0,4	0,5	0,4	0,5	0,4	0,5	0,8	1
Кол-во элементов в $м^3$, шт	558 000	184 000		65 000		18 750		11 500		4 450	
Удельная поверхность, $м^2/м^3$	415,92	266,9	270,9	165,8	167,9	106,3	107,4	100,6	101,3	68,6	69,2
Свободный объем, $м^3/м^3$	0,94	0,950	0,938	0,968	0,961	0,979	0,974	0,981	0,976	0,974	0,967
Эквивалентный диаметр, мм	9,06	14,2	13,9	23,4	22,9	36,9	36,3	39,0	38,5	56,8	55,9

Рис. 3.36. Элементы насадок «Инжехим»

Характерной особенностью этих насадок является способность обеспечивать высокую разделяющую способность в широком диапазоне

нагрузок как по газовой, так и по жидкой фазам. При этом насадки пригодны для колонн, работающих как под разряжением, так и при атмосферном и избыточном давлениях. Кроме того, эти насадки способны работать с загрязненными средами.

3.4. Распределители фаз и каплеуловители

Эффективность работы массообменного оборудования в значительной степени определяется равномерностью распределения жидкости по поперечному сечению колонны или реактора, которая обеспечивается специальными распределительными устройствами или оросителями, принцип работы, конструкции и методики расчета которых аналогичны как для реакторов, так и для колонн.

Для распределения жидкости по сечению аппарата применяются распределители (оросители) различных конструкций.

Существующие конструкции оросителей можно объединить в две группы: это струйные и распылительные оросители [57–62].

В струйных оросителях жидкая фаза попадает на поверхность насадки или катализатора в виде струй, в распылительных – в виде капель.

При струйном орошении аппараты диаметром до 150 мм могут орошаться из одиночного центрального источника. Для аппаратов с большим диаметром необходимы орошающие устройства с большим количеством источников.

При определении числа источников оросителя принимают их количество, приходящееся на $1\ м^2$ сечения колонны для колонн с неупорядоченными насадками в пределах 15–30. Для химических реакторов основные геометрические и гидравлические характеристики могут быть приняты такими же, как для неупорядоченных насадок с мелкими насадочными элементами. Для колонн с упорядоченными насадками диаметром более 1,2 м это число принимают равным 35–50, для колонн меньшего диаметра это число увеличивается в несколько раз.

Конструктивно струйные оросители могут быть выполнены в виде распределительных тарелок, системы желобов, трубчатых коллекторов, брызгалок и оросителей в виде сегнерова колеса.

Находят широкое применение, в том числе для химических реакторов, оросители в виде распределительных тарелок, на которых выполнены затопленные отверстия для прохождения жидкости и патрубки для прохождения газовой фазы.

Распределительные тарелки для колонн с невысокими нагрузками по газовой фазе не имеют отдельных отверстий для жидкости. Жидкость стекает по внутренней поверхности паровых патрубков, т.е. одни и те же патрубки используются одновременно для прохождения обеих фаз.

Патрубки могут иметь круглое сечение, а также сечение в виде сегментов. Кроме того, их края могут иметь прорези для более равномерного распределения жидкости по поверхности патрубков.

В трубчатых оросителях жидкость подается через отверстия в трубах, располагаемых непосредственно на поверхности насадки или подвешенных над ней.

При этом площадь одного отверстия $f_{\text{отв}}$ может быть найдена из уравнения расхода жидкости при истечении из отверстия

$$L_V = \mu n f_{\text{отв}} \sqrt{2gh_1}, \qquad (3.1)$$

где n – число отверстий.

Коэффициент расхода μ для соотношения толщины трубы к ее диаметру 1,3–5 можно принять равным 0,8. Напор жидкости h_1 составляет 2–6 м вод. ст. Диаметр отверстия выбирается в пределах 3–6 мм. Отверстия меньшего диаметра склонны к засорению твердыми отложениями, при слишком большом диаметре трудно добиться равномерного истечения жидкости по длине трубы.

Высота расположения распределителя над насадкой принимается равной 0,5–1 м.

Равномерное распределение жидкости по всей высоте насадки по сечению колонны обычно не достигается, что объясняется пристеночным эффектом.

Особенно чувствительны к начальному распределению жидкости (числу точек орошения) колонны с регулярными насадками. Поэтому рекомендуется в верхней части регулярной насадки засыпать небольшой слой нерегулярной насадки.

Вследствие этого жидкость имеет тенденцию растекаться от центральной части колонны к ее стенкам (рис. 3.37). Жидкость практически полностью оттесняется от места ввода пара к периферии колонны на расстояние, равное четырем–пяти ее диаметрам. Поэтому часто насадку в колонну загружают секциями высотой в четыре–пять диаметров (но не более 3–4 метров каждой секции), а между секциями (слоями насадки) устанавливают перераспределители жидкости 5 (рис. 3.38), назначение которых состоит в направлении жидкости от периферии колонны к ее оси.

Жидкость в насадочной колонне течет по элементу насадки в виде тонкой пленки, поэтому поверхностью контакта фаз является в основном смоченная поверхность насадки. Однако при перетекании жидкости с одного элемента насадки на другой пленка жидкости разрушается и на нижележащем элементе образуется новая. При этом часть жидкости проходит на расположенные ниже слои насадки в виде струек, капель и брызг. Часть поверхности насадки, в основном, в местах соприкосновения насадочных элементов друг с другом, бывает смоченной неподвижной (застойной) жидкостью. В этом состоит основная особенность течения жидкости в насадочных колоннах в отличие от пленочных, в которых пленочное течение жидкости происходит по всей высоте аппарата.

Очень важной проблемой для нормальной работы насадочных аппаратов является равномерное орошение насадки. Для этой цели применяют специальные устройства – оросители (рис. 3.39), которые подразделяют на струйные и распылительные (разбрызгивающие).

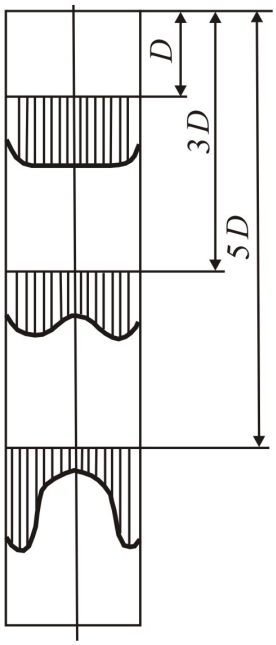


Рис. 3.37. Распределение орошающей жидкости по высоте насадочной колонны

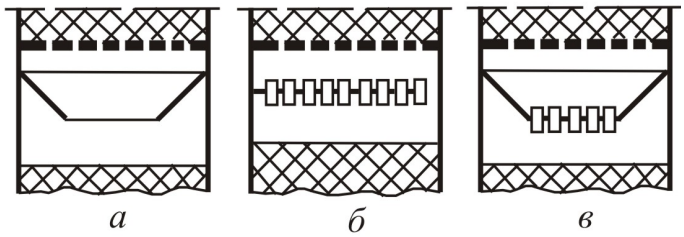


Рис. 3.38. Перераспределители жидкости между слоями насадки: *а* – конический; *б* – патрубковый; *в* – конический с патрубками

Необходимое число точек орошения можно определить по графику (см. далее) рис. 3.41 [63].

К струйчатым оросителям относятся распределительные плиты, желоба, брызгалки, оросители типа сегнерова колеса и другие (рис. 3.39, *а*–*е*), а к разбрызгивающим – тарельчатые, вращающие центробежные и другие оросители (рис. 3.37, *ж*, *з*). Следует, однако, помнить, что первоначальное

распределение жидкости не сохраняется при дальнейшем ее течении по насадке (рис. 3.37).

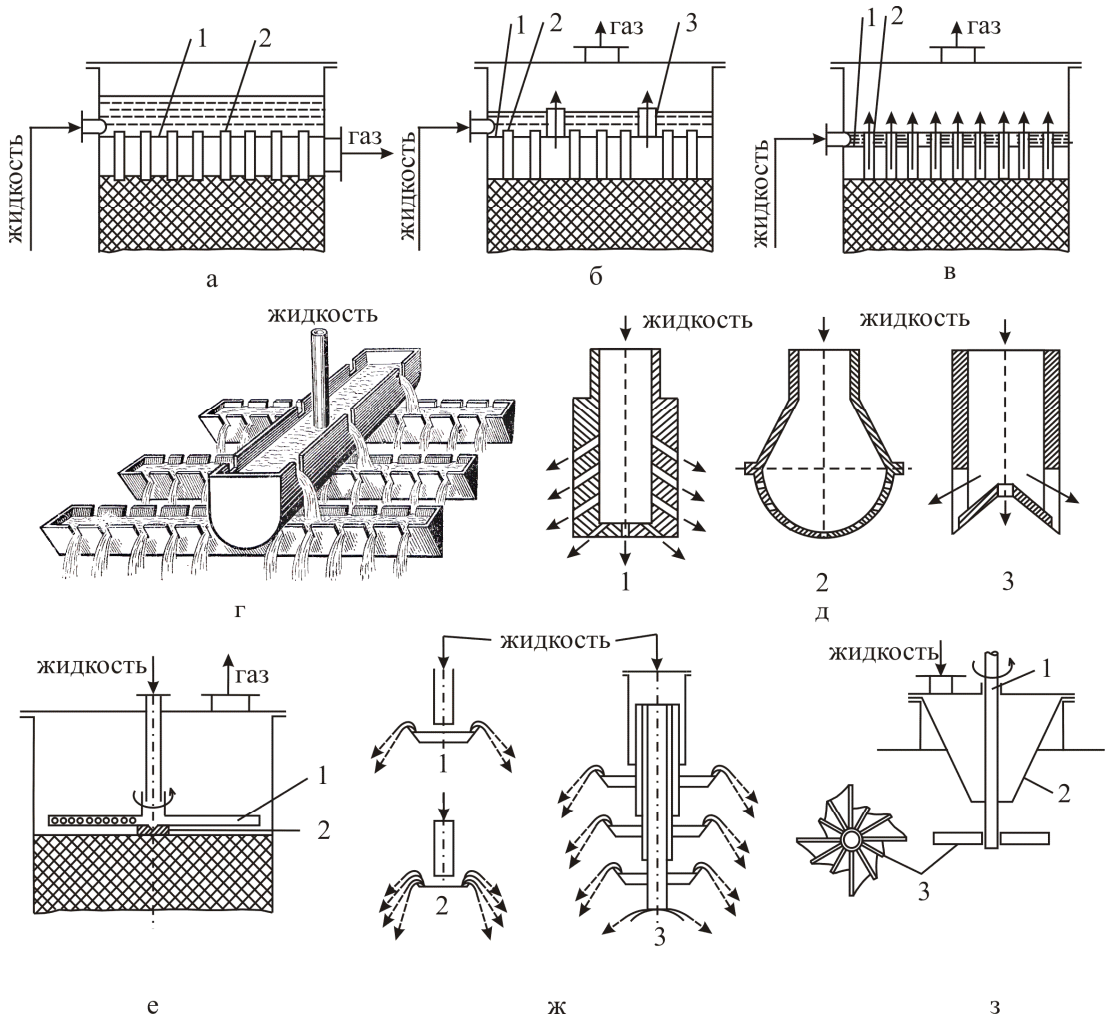


Рис. 3.39. Оросители: *а–в* – распределительные плиты: *а* – с затопленными отверстиями; *б* – с затопленными отверстиями и газовыми патрубками; *в* – со свободным сливом (1 – решетка; 2 – патрубки для жидкости; 3 – патрубки для газа); *г* – распределительные желоба; *д* – брызгалки (1 – цилиндрическая; 2 – полушаровая; 3 – щелевая); *е* – ороситель типа сегнерова колеса (1 – вращающаяся дырчатая труба; 2 – подпятник); *ж*, *з* – разбрызгивающие оросители: *ж* – тарельчатые разбрызгиватели (1 – с тарелкой с бортами; 2 – с тарелкой без бортов; 3 – многотарельчатый); *з* – центробежный (1 – привод; 2 – распределительный конус; 3 – разбрызгиватель)

При работе насадочной колонны в пленочном режиме обычно не вся поверхность насадки смочена жидкостью. При этом случае поверхность массопередачи будет меньше поверхности насадки. Отношение удельной смоченной поверхности $a_{см}$ ко всей удельной поверхности насадки

называется коэффициентом смачивания насадки и обозначается через ψ, т.е. $\psi = a_{см}/a$. Значение ψ в большей степени зависит от величины плотности орошения U и способа подачи орошения на насадку или от числа точек орошения пор. С увеличением U и $n_{ор}$ до определенных значений величина ψ возрастает, после чего остается практически постоянной. Она также растет с увеличением насадочных тел. Изменение скорости газа на значение коэффициента ψ заметного влияния не оказывает.

Следует также отметить, что не вся смоченная поверхность активна для массопередачи. Это объясняется тем, что активной является лишь поверхность, покрытая текущей пленкой жидкости. Части поверхности, покрытые неподвижной пленкой жидкости, не являются активными. Отношение удельной активной поверхности насадки a_a ко всей удельной поверхности а характеризует долю ее активной поверхности ψ_a, т.е. $\psi_a = a_a/a$. Значение ψ_a при $U < 0{,}003$ м^3/(м$^2\cdot$ с) для регулярной насадки (кольца, трубки и т.д.) может быть определено по приближенному выражению

$$\psi_a = U/(0{,}0005 + 0{,}8U). \qquad (3.2)$$

При $U > 0{,}003$ м^3/(м$^2\cdot$ с) для регулярной насадки вся поверхность практически оказывается смоченной и при этом $\psi_a \approx 1$. Если насадка засыпана внавал, то ее активную поверхность можно приближенно определить по следующему уравнению:

$$a_a = 85U/(0{,}00125 + U). \qquad (3.3)$$

Выражения для расчета статической и динамической задержки жидкости в насадке, а также коэффициенты смоченной и активной поверхности даны в главе по расчету насадочных абсорберов.

Определение плотности орошения. Для обычных насадочных колонн после определения диаметра абсорбера необходимо рассчитать действительную плотность орошения U, которая должна быть не меньше $U_{опт}$:

$$U = L/\left(0{,}785D_к^2\,\rho_ж\right) \geq U_{опт} = bf\ , \qquad (3.4)$$

где b – коэффициент (при абсорбции аммиака водой $b = 4{,}38\cdot10^{-5}$ м^3/(м$^2\cdot$ с); при абсорбции паров органических жидкостей $b = 2{,}58\cdot10^{-5}$ м^3/(м$^2\cdot$ с); при ректификации $b = 1{,}8\cdot10^{-5}$ м^3/(м$^2\cdot$ с)).

Если плотность орошения U меньше $U_{\text{опт}}$, то насадка будет недостаточно смочена; в связи с этим в процессе массопередачи будет участвовать не вся возможная поверхность. Это учитывается коэффициентом смачиваемости Ψ, который определяется при $U/U_{\text{опт}} > 1$ по рис. 3.40.

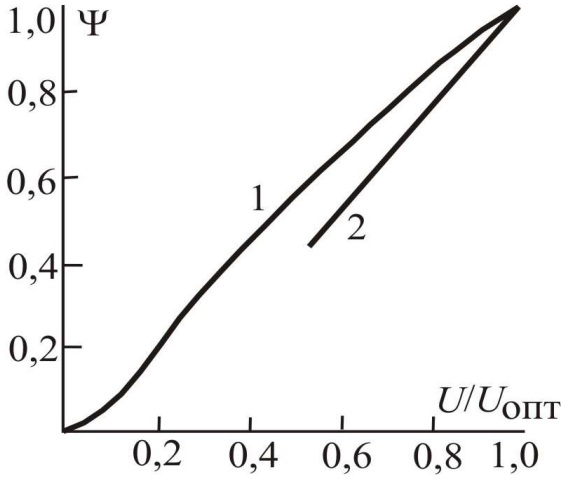


Рис. 3.40. Коэффициент смачиваемости Ψ при различном отношении $U/U_{\text{опт}} < 1$: 1 – на насадке из колец навалом; 2 – на деревянной хордовой насадке

Для увеличения плотности орошения U следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить $U_{\text{опт}}$.

Максимальное смачивание насадки (Ψ = 1) достигается при $U/U_{\text{опт}} > 1$. Кроме того, для равномерного смачивания насадки необходимо обеспечить следующее соотношение диаметра колонн $D_{\text{к}}$ и диаметр насадки $d_{\text{н}}$:

$$D_{\text{к}}/d_{\text{н}} \geq 8.$$

Существенным моментом расчета абсорбера является выбор числа точек орошения n, приходящихся на 1 м^2 сечения колонны. Число точек орошения следует определять, исходя из данных растекания струи жидкости в насадке и по допустимой высоте слоя насадки, в котором растекающиеся струи будут сближаться. Этот слой будет как бы частью распределителя орошения и может быть назван слоем разравнивания. Для этого необходимо первоначально определить коэффициент растекания жидкости $\tilde{D}$ см по формуле [63]:

$$\tilde{D} = a_1 + b_1 \lg d_{\text{нас}}, \qquad (3.5)$$

где $d_{\text{нас}}$ – диаметр насадки, см.

Коэффициенты a_1 и b_1 имеют значения, приведенные в табл. 3.5.

Рассчитав $\tilde{D}$ по выражению (3.5) и задавшись высотой слоя разравнивания h, число точек орошения определяем по графической зависимости, показанной на рис. 3.41 [63].

После определения n выбирается соответствующий стандартный ороситель жидкости.

В желобчатых оросителях роль распределительных труб играют открытые сверху желоба, а роль отверстий – прорези в стенках желобов. В желобах с затопленными отверстиями жидкость вытекает через вмонтированные в дно желобов трубы.

Таблица 3.5. Значение коэффициентов a и b в зависимости от типа насадки

Тип насадки	a_1	b_1
Кольца Рашига	0,135	0,572
Седла Берля	0,06	0,598
Седла Инталлокс	0,040	0,601

Такие оросители хорошо работают с загрязненными средами, однако требуют при установке строгой горизонтальности. При строгом соблюдении последнего условия желобчатые распределители могут быть успешно применены в колоннах, диаметром до 5 м и более.

Распределительные желоба принимаются следующих размеров: ширина – не менее 120 мм, высота – не более 350 мм, при этом скорость движения жидкости в желобе не должна превышать 0,3 м/с. Высота прямоугольной прорези принимается больше высоты подпора жидкости, определяемой из уравнения расхода жидкости через водослив:

$$L_v = \frac{2}{3}\mu b h_1 n \sqrt{2 g h_1}\,, \qquad (3.6)$$

где b – ширина прорези; n – число прорезей.

Известны конструкции желобчатых распределителей с отверстиями вместо прорезей.

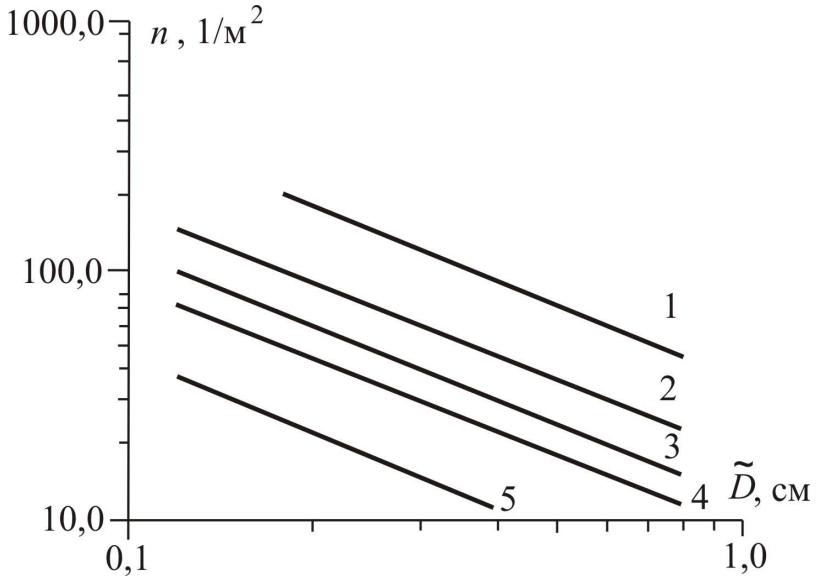


Рис. 3.41. Зависимость необходимого числа точек орошения (на 1 м^2 сечения колонны) от коэффициента растекания $\tilde{D}$ при разной высоте разравнивающего слоя насадки h: 1 – 0,25 м; 2 – 0,5 м; 3 – 0,75 м; 4 – 1,00 м; 5 – 1,5 м

В качестве примера современной модификации желобчатых распределителей можно отнести высокоэффективный распределитель фирмы Norton Intalox ® модель 136 T желобчатого типа.

Характерной особенностью конструкции этого оросителя является то, что распределительные отверстия расположены на боковых стенках на высоте примерно 50 мм от основания желоба. Благодаря такому расположению отверстий зона сбора загрязнений находится ниже их уровня, что снижает риск забивания отверстий и ухудшения показателей работы распределителя. Жидкость свободно вытекает через отверстие распределителя через переточную трубу, расположенную снаружи желоба, на нижележащую насадку. Для уменьшения вероятности уноса жидкости из распределителя переточные трубы опущены ниже уровня основания желоба и тем самым выведены из зоны высоких скоростей паров в зауженном сечении колонны между желобами.

В оросителях типа брызгалок жидкость истекает из отверстий в цилиндрических или полусферических стаканах, располагаемых на высоте до 1 м и более над насадкой.

Жидкость вытекает через круглые отверстия диаметром 3–15 мм или щели прямоугольной формы. Соответствующим распределением отверстий по поверхности брызгалки достигается равномерное распределение орошения по

сечению колонны. При установке соответствующего количества брызгалок ими можно с успехом оборудовать колонны большого диаметра (до 9 м).

К струйным оросителям относятся также и оросители типа сегнерова колеса. В таких оросителях истечение жидкости происходит из вращающейся трубы с отверстиями, причем вращение происходит за счет реактивной силы вытекающих струй.

Помимо оросителей со струйным истечением жидкости применяются распылительные оросители, в которых жидкость диспергируется в виде капель. Распыление осуществляют с помощью различных форсунок, центробежных и вибрационных распылителей, а также дробления струй жидкости при ударе о поверхность горизонтальной тарелки или конуса.

Для пленочных насадочных колонн с успехом используются оросители в виде форсунки УКРНИИхиммаша с червячным элементом. Проведенные испытания показали, что при скорости газовой фазы до 2,5 м/с, расходах жидкости до 10 $м^3$/ч и напоре жидкости в форсунке до 100 кПа она, будучи расположена на расстоянии 600 мм над насадкой, орошает площадь диаметром около 1 м. В центральной части плотность орошения на 15−20 % выше, чем на периферии, а доля мелких капель, уносимых газовым потоком, составляет 3–5 % [56]. При больших нагрузках по жидкой фазе равномерность орошения значительно снижается. Форсуночные распределители благодаря напору жидкости менее склонны к забиванию твердыми отложениями.

При выборе конструкции оросителей необходимо учитывать процесс образования мелких капель, которые могут быть подхвачены потоком газовой фазы. Это приводит к брызгоуносу и увеличивает обратное перемешивание жидкой фазы в колонне, что снижает эффективность ее работы.

Поэтому при высоких скоростях газовой фазы струйные оросители, как правило, предпочтительнее распылительных.

Распределители газожидкостного потока

Применяются для предварительного сепарирования жидкости и равномерного распределения газожидкостного потока по сечению аппарата на входе массообменных колонных аппаратов (рис. 3.42, 3.43).

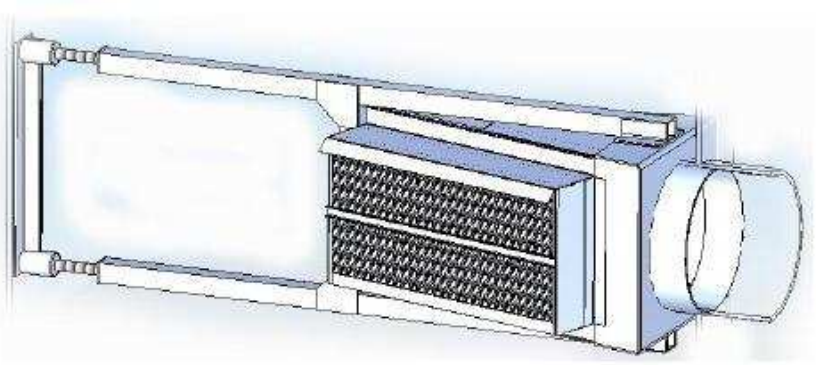


Рис. 3.42. Распределитель фаз

В основу работы заложен принцип раздельного распределения газовой (паровой) и жидкой фаз с предварительным их отделением друг от друга.

Рис. 3.43. Вид распределителя

Применение распределителей позволяет создать наиболее «комфортные условия» для работы насадочных и тарельчатых контактных устройств за счет равномерного распределения фаз по поперечному сечению колон, способствуя повышению их производительности и разделяющей способности.

Распределители жидкости Инжехим [64]

Предназначены для равномерного распределения и перераспределения жидкости по сечению в насадочных массообменных колонных аппаратах (ректификации, абсорбции и десорбции). Распределитель состоит из лотков, устанавливаемых на опорное кольцо, соединяемых между собой переливными патрубками (рис. 3.44).

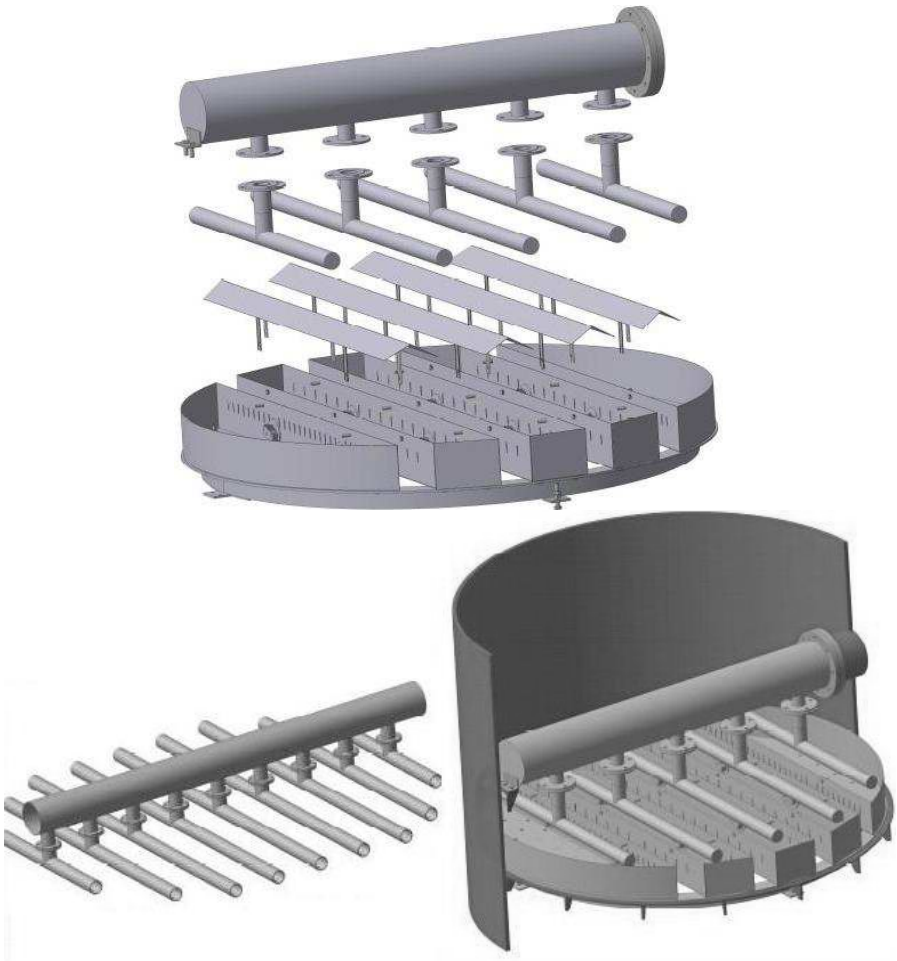


Рис. 3.44. Устройство распределителей

Жидкостный поток с вышележащих слоев насадки попадает в лотки и стекает через отверстия в виде отдельных струй, равномерно распределенных по сечению колонного аппарата. Одинаковый уровень жидкости во всех лотках поддерживается благодаря наличию переливных патрубков между лотками распределителя, обеспечивая равную скорость истечения жидкости из всех отверстий. Между лотками, в случае перераспределения жидкости, устанавливаются козырьки, предотвращающие провал жидкости на нижележащие слои насадки, минуя перераспределительное устройство.

Количество точек орошения колеблется от 50 до 80 штук на квадратный метр, в зависимости от условий эксплуатаций.

Численное исследование распределителей [2]

Известно, что установка проницаемых (например, перфорированных, сетчатых и пр.) перегородок позволяет существенно снизить степень неоднородности поля скорости за этими перегородками. Результаты

математического и физического моделирования, а также промышленных испытаний подтвердили это положение. Напомним, что однородность поля скорости в гравитационных отстойниках необходима для того, чтобы степень разделения была максимальной, что обеспечивается одинаковым временем пребывания различных элементарных объемов среды в аппарате, которое достигается при условии однородности поля скорости во всей зоне разделения. Общеизвестно, что поперечная неоднородность поля скорости, продольное перемешивание, наличие циркуляционных зон снижают эффективность аппаратов разделения, поэтому необходимо стремиться создать в аппарате как можно более однородное поле скорости, ликвидировать циркуляционные зоны или по мере возможности минимизировать их объем, уменьшить продольное перемешивание. Установка поперечных проницаемых перегородок, создающих определенное гидравлическое сопротивление, позволяет в ряде случаев успешно решить эту задачу. Вместе с тем, следует иметь в виду, что они, создавая дополнительное гидравлическое сопротивление, увеличивают затраты энергии на перекачку сред, поэтому необходимо определиться с рациональным значением гидравлического сопротивления перегородки. Если определенное значение гидравлического сопротивления перегородки обеспечивает однородность поля скорости, то нет необходимости создавать более высокое гидравлическое сопротивление. Ниже проведен анализ зависимости степени однородности поля скорости от гидравлического сопротивления перегородки.

Методом исследования выбран расчет поля скорости с использованием программного комплекса PHOENICS, так как методы опытного исследования в данном случае мало пригодны: стенки промышленного аппарата являются непрозрачными для методов лазерной Допплеровской анемометрии, изготовление и монтаж различных перегородок с разным гидравлическим сопротивлением являются трудоемкой и длительной процедурой, тем более, что заранее нам неизвестно приблизительное значение требуемого гидравлического сопротивления, поэтому заказ на изготовление следующей перегородки стал бы возможен только после проведения опытов с предыдущей перегородкой. Поэтому логично провести подобные исследования методом проведения численных экспериментов с привлечением компьютерного моделирования. Возможности программного продукта PHOENICS авторами хорошо изучены и апробированы на различных задачах. Поэтому далее даны результаты исследования с использованием программного комплекса PHOENICS. Геометрия двумерной расчетной области изображена на рис. 3.45.

На расстоянии 1 м от входа установлена поперечная перегородка с определенным коэффициентом сопротивления (остальные размеры вычерчены в пропорции). Использована *K*-ε модель турбулентности в модификации Чена и Кима, которая хорошо работает для течений с зонами циркуляции, обратными токами и закрученными потоками.

Постановка граничных условий следующая.

На входе задавали скорость и начальные значения удельной кинетической энергии турбулентности *K* и скорости ее диссипации ε. На выходе задавали давление и мягкие условия на параметры турбулентности *K* и ε. На всех твердых поверхностях граничные условия ставились стандартно путем задания логарифмических пристеночных функций (эта опция является встроенной в PHOENICS). Расчетная область покрывалась неравномерной регулярной расчетной сеткой 35×75 со сгущением к границам и твердым поверхностям. В результате численного решения уравнений движения по всей расчетной области получали поля следующих искомых функций: скорости, давления, кинетической энергии турбулентности *K* и скорости ее диссипации ε. В общей сложности было просчитано 25 различных вариантов с различными значениями коэффициента сопротивления ξ. При значениях $\xi < 4{,}9$ наблюдается зона циркуляции за перегородкой, при этом направление циркуляции такое, что скорость ближе к оси симметрии направлена в прямом продольном направлении основного потока, а у стенки – в обратном направлении (рис. 3.46, а). При $\xi > 4{,}9$ зона циркуляции за перегородкой не наблюдается, а зона циркуляции перед перегородкой есть. Такая картина сохраняется практически неизменной в интервале $4{,}9 < \xi < 5{,}9$ (рис. 3.46, *в*).

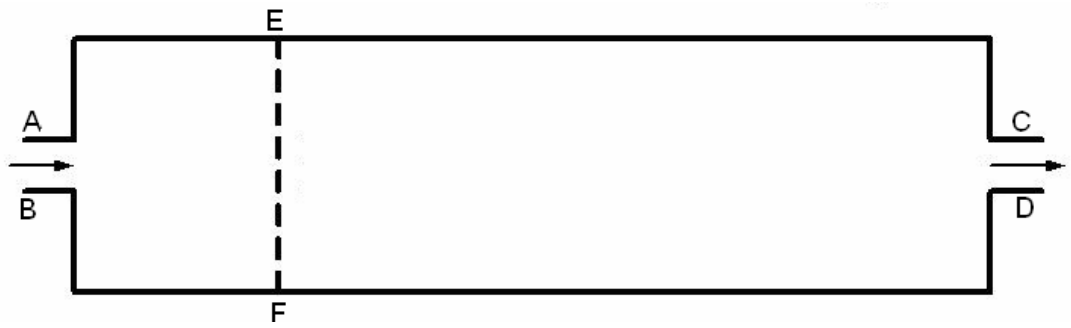
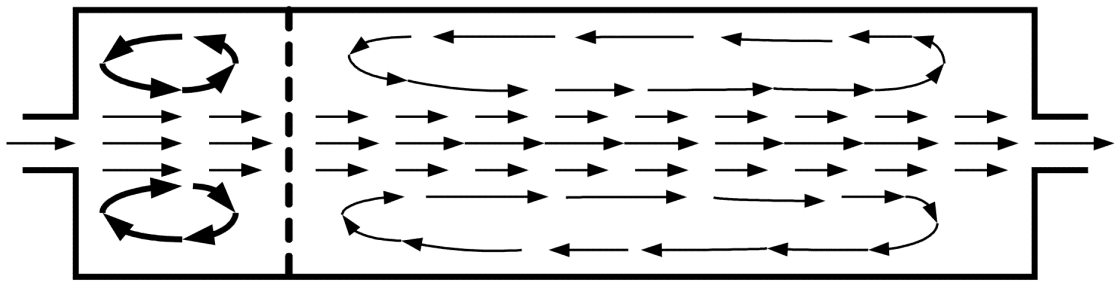
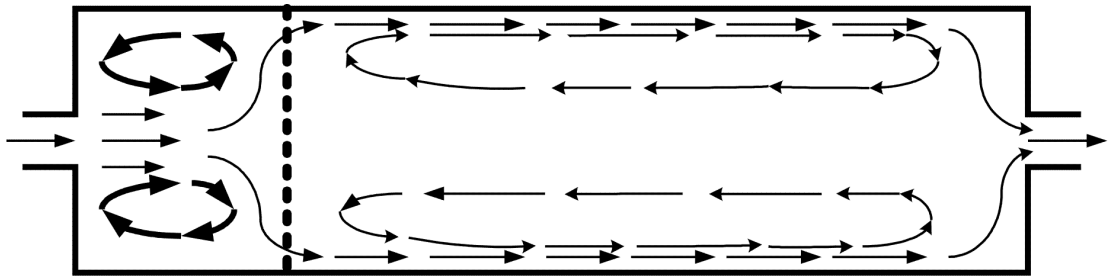


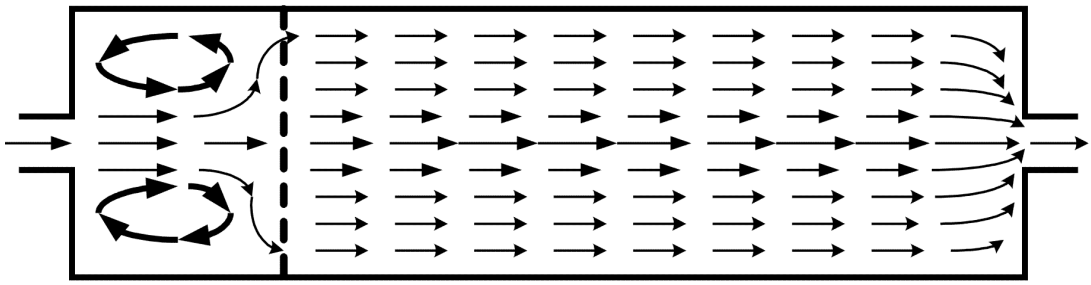
Рис. 3.45. Течение в аппарате с проницаемой поперечной перегородкой: AB – вход потока; CD – выход потока; EF – поперечная перегородка



а



б



в

Рис. 3.46. Структура потока в аппарате, снабженном проницаемой поперечной перегородкой с коэффициентом сопротивления: *а* – $\xi < 4{,}9$; *б* – $\xi > 5{,}9$; *в* – при $4{,}9 < \xi < 5{,}9$

При $\xi > 6$ картина течения усложняется, и возможны течения с возникновением зоны циркуляции за перегородкой в обратном направлении, то есть скорость ближе к стенке направлена в прямом продольном направлении, а ближе к оси симметрии – в противоположном направлении (рис. 3.46, *б*). Это связано с тем, что высокое гидравлическое сопротивление перегородки отбрасывает жидкость к стенке, в результате формируется обращенная зона циркуляции за перегородкой. В любом случае высокое сопротивление перегородки является негативным фактором, так как увеличивает затраты на перемещение сред и создание избыточного давления. По этой причине нецелесообразно поднимать гидравлическое сопротивление выше той, при которой наблюдается

течение без зоны циркуляции за перегородкой. Поэтому рациональным значением гидравлического сопротивления является 4,9, но так как на практике невозможно достичь ровно такого значения ввиду наличия различных погрешностей изготовления, измерения и расчета, то на практике реальное значение коэффициента сопротивления должно лежать в интервале от 4,9 до 5,9.

Каплеуловители «Инжехим»

При работе тепло- и массообменных аппаратов и энергетических установок часто наблюдается унос капельной влаги паром или газом. Эта влага попадает в паровой поток при дроблении жидкости в процессе барботажа, разрушении струй и разрыве оболочек паровых пузырей. В паровых котлах, испарителях, выпарных аппаратах брызгоунос приводит к загрязнению пара веществами, содержащимися в жидкой фазе (котловой воде, концентрате); в ректификационных и абсорбционных колоннах унос жидкой фазы уменьшает эффективность проводимых процессов. Сепарация захватываемой паровымили газовым потоком капельной влаги проводится либо непорсдественно в верхней части аппарата или в отдельных сепараторах [2, 62].

Сетчатый каплеуловитель

Предназначен для сепарации капельной жидкости из потока пара (газа) в газосепараторах, туманоуловителях, ректификационных, абсорбционных, отпарных и других аппаратах. Сетчатый каплеуловитель состоит из сегментов, намотанных из предварительно гофрированной рукавной вязанной сетки (рис. 3.47). В данном устройстве верхние сегменты имеют большую в сравнении с нижними объемную плотность укладки сетки. Высокая степень сепарации в каплеуловителе достигается как за счет инерционных эффектов, так и за счет барботажа газа через слой жидкости, удерживаемой в сетке (при факторах скорости более 5). Кроме того, конструктивное исполнение контактной части облегчает ее обслуживание (в случае необходимости). Специальная конструкция опорной решетки уголкового типа существенно увеличивает диапазон работы устройства при обеспечении слива сепарированной жидкости.

Гидравлические характеристики и принцип действия данного каплеуловителя даны на рис. 3.48 и 3.49 [65, 66].

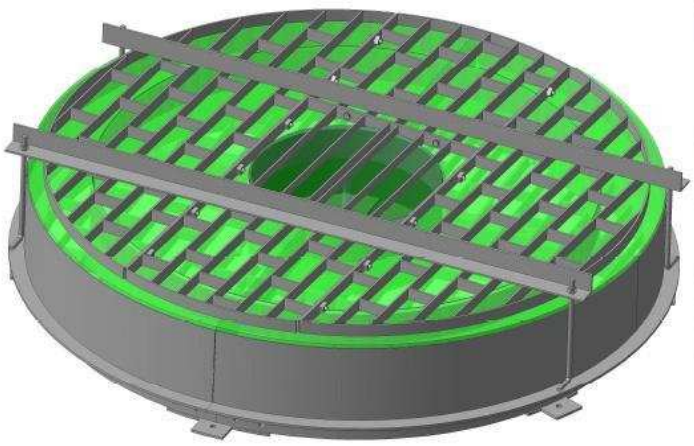


Рис. 3.47. Сетчатый каплеуловитель

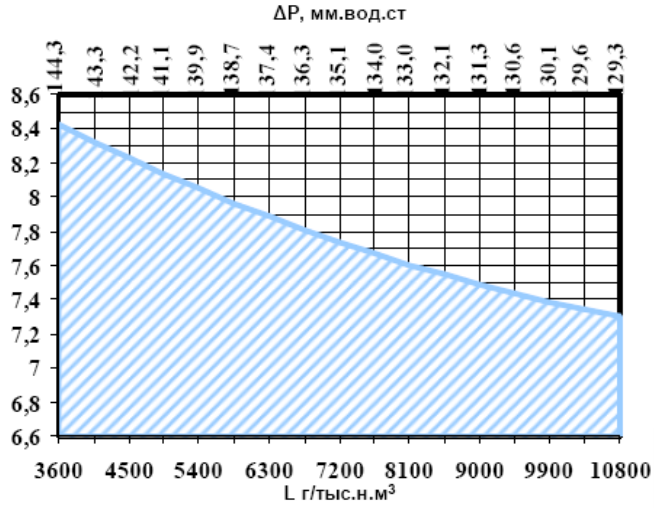


Рис. 3.48. Зависимость предельного фактора скорости от нагрузки по жидкости, перепад давления в устройстве

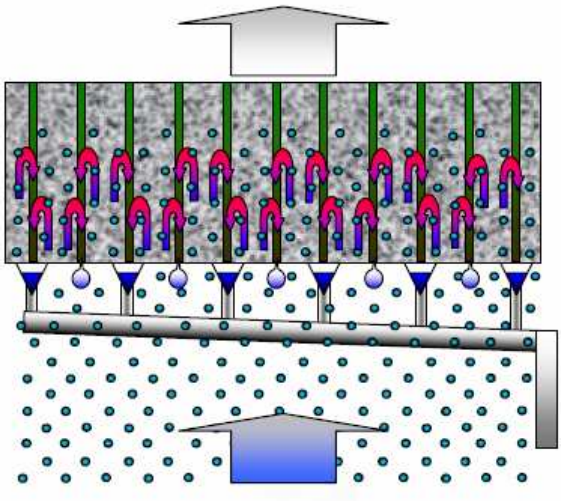


Рис. 3.49. Принцип действия каплеуловителя

Каплеуловитель шевронный

Предназначен для сепарации капельной жидкости из потока пара (газа) в ректификационных, абсорбционных, отпарных и других аппаратах (рис. 3.50). Принцип действия основан на инерционном осаждении капель на поверхности шевронных элементов при движении потока по сложной траектории в межпластинчатом пространстве с непрерывным выводом уловленной жидкости в зонах пониженных скоростей газового потока. Отличительной особенностью шевронного каплеуловителя является способность работать с загрязненными средами. При эксплуатации устройства в полимеризующихся средах, или при наличии в потоках мехпримесей, обладающих высокими адгезионными характеристиками, шевронные блоки могут быть изготовлены полностью разборными.

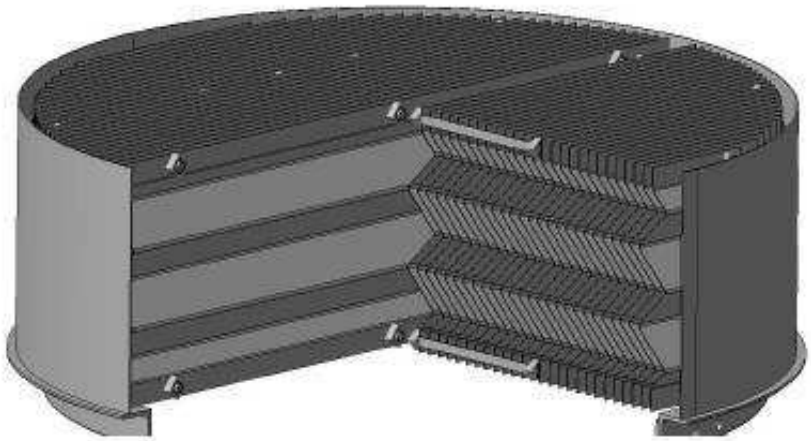


Рис. 3.50. Каплеуловитель шевронный

3.5. Сравнение конструкций массообменных колонн

Сравнение конструкций и опыт эксплуатации насадочных и барботажных ректификационных колонн дают основание сделать некоторые рекомендации в выборе типа аппарата [2, 3, 62, 63, 67–72].

Насадочные колонны наиболее просты в конструктивном отношении, относительны дешевы по капитальным затратам и отличаются малым гидравлическим сопротивлением в эксплуатации. При изготовлении насадочных аппаратов можно применять дешевые коррозионностойкие материалы: керамику, стекло, фарфор и др., вместе с тем насадочные аппараты отличаются большим весом и требуют устройства прочных фундаментов; они не пригодны для работы с малыми расходами жидкости при больших расходах пара (или газа), так как при

этом трудно обеспечить хорошую смачиваемость насадки. Из-за возможности засорения и залипания насадки насадочные колонны мало пригодны для обработки жидкостей с механическими примесями.

Эффективность работы насадочных колонн (особенно с регулярной насадкой) в значительной степени зависит от равномерности подачи жидкой фазы. Насадочные колонны должны работать в стационарном режиме, т.е. без резких изменений состава и расхода фаз. Сравнительные характеристики насадок даны в табл. 3.6–3.8.

Таблица 3.6. Сравнительные характеристики насадок относительно колец Рашига

Тип насадки	Производитель-ность	Эффективность	Сопротивление одной теоретической тарелки
1	2	3	4
Кольца Рашига d = 25 мм	1	1	1
Кольца Палля d = 25 мм	1,4–1,5	1–1,25	0,7–0,75
Седла Берля	1,08–1,25	1,11	0,6–0,7
Седла Инталокс	1,2–1,4	1,3	0,45–0,5
Кольца Борад d = 12,7 мм	1	2,5–2,6	0,3
Стедмана (сетчатая)	1,1–1,3	5–6	1–1,17
Гудлоу	1,15–1,20	3,5	0,13
Зульцер (BX)	порядка 2	2,5	0,25–0,45
ГИПХ–8*	3–3,5	3–3,5	0,25–0,3

* – данные ФГУП РНЦ «Прикладная химия»

На рис. 3.51–3.53 даны сравнительные данные по эффективности различных контактных устройств.

Таблица 3.7. Сравнительная характеристика регулярных насадок

Тип насадки	Эффективность, т.т./м	$F = W\sqrt{\rho_п}$, $кг^{0,5}/(с \cdot м^{0,5})$	I, $кг/м^3 \cdot с$	I_i / I_1
1	2	3	4	5
ГИПХ–6 (ПП)	6	2,5	18	0,99
ГИПХ–8 (ПП)	8	1,9	18,2	1
ГИПХ–10 (ПФ)	10	1,7	20,4	1,12
ВХ (SULZER)	6	1,1	7,9	0,43
СУ (SULZER)	10	0,9	10,8	0,59
MELLAPAK 750.Y(SULZER)	5,8	1,6	11,1	0,61

Таблица 3.8. Сравнительные характеристики промышленных насадок размером 50×50 мм

Тип насадки	$\varepsilon_{св}$, $м^3/м^3$	a_v, $м^2/м^3$	Потеря напора, % отн	Пропускная способность, % отн	Эффектив-ность, % отн
1	2	3	4	5	6
Кольца Рашига	0,95	110	100	100	100
Кольца Паля	0,96	100	63	120	125
Хай – Пэк	–	–	65	120	150
Кольца Бялецкого	–	–	85	100	125
Седла Инталокс	–	–	32	144	132
Насадка Лева	0,97–0,98	118	47	–	158
Насадка ГИАП	0,96	101	47	133	137
Инжехим – 2000	0,96	103	16–22	180–210	153

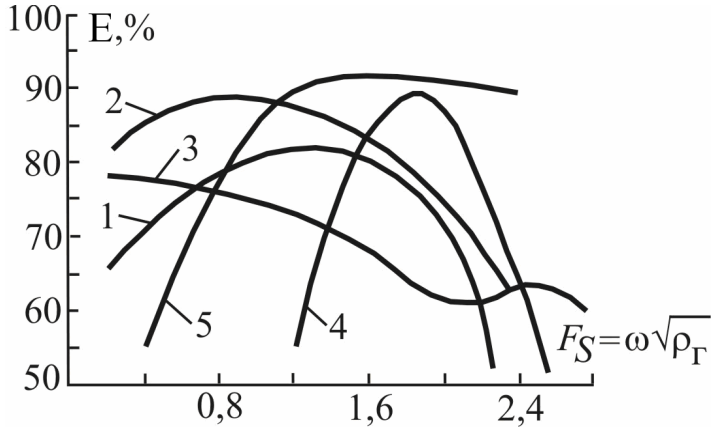


Рис. 3.51. Сравнительные данные (см. лит-ру [8] главы 2) по эффективности тарелок различных конструкций: 1 – колпачковая; 2 – клапанная; 3 – ситчатая; 4 – решетчатая провальная; 5 – Киттеля

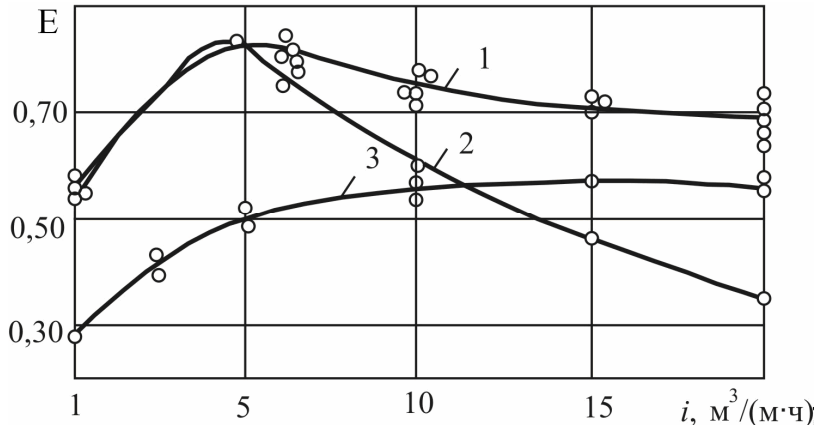


Рис. 3.52. Зависимость эффективности тарелок $\overline{E}$ от напряженности слива i при десорбции аммиака из водного раствора воздухом ($\omega_г = 1{,}8$ м/с): 1– ситчато–клапанная тарелка; 2 – ситчатая тарелка; 3 – клапанная тарелка [63]

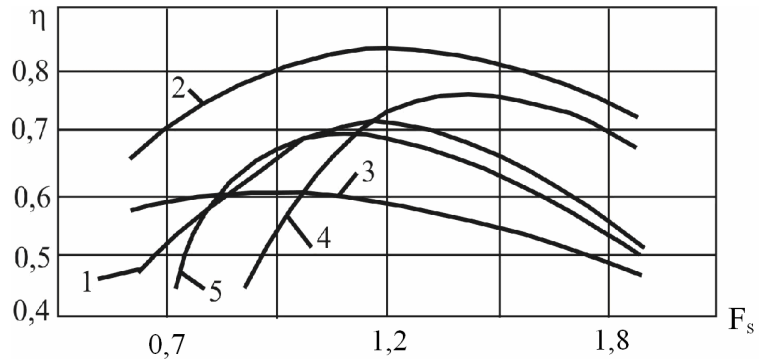


Рис. 3.53. Графики сопоставления эффективности барботажных тарелок: 1 – колпачковые тарелки; 2 – клапанные; 3 – ситчатые; 4 – противоточные; 5 – типа «Унифлюкс» (см. лит-ру [11] главы 2)

Тарельчатые ректификационные колонны надежны в работе при малых расходах жидкости и обеспечивают хороший барботаж пара через жидкость. Однако при малых расходах пара в колонне начинается провал жидкости через отверстия тарелок, а при больших расходах – брызгоунос жидкой фазы. На рис. 3.51 и в таблице 3.9 даны сравнительные данные различных тарелок.

Общие сравнительные данные по контактным устройствам массообменных колонн представлены в табл. 3.10.

Таблица 3.9. Основные показатели тарелок

Тип тарелки	Относительная производительность	Относительная эффективность (при нагрузке, составляющей 85 % максимальной)	Диапазон* устойчивой работы при H =4 50–600 мм и двух значениях L_V, м^3/(м · ч)		Величина гидравлического сопротивления при оптимальной нагрузке, Па
			30–60	≤ 30	
1	2	3	4	5	6
Колпачковая	1	1	2	3,5	700–1000
Из *S*-образных элементов	1–1,1	1–1,1	2	2,5	700–1000
Клапанная	1,2–1,5	1–1,1	3	4	500–800
Ситчатая**	1,2–1,4	1–1,1	2	3	300–400
Струйная	1,2	0,8	2	3	200–500
Ситчатая с отбойниками	1,4	0,8–0,9	2	3	100–300
Решетчатая провальная	1,2–1,4	0,75	1,5	1,8	300–400

* – Отношение максимально и минимально допустимых нагрузок

** – Свободное сечение тарелки равно 10 %.

Отсутствуют затруднения при работе барботажных колонн с загрязненными жидкостями. При равной производительности вес барботажных (тарельчатых) колонн значительно меньше веса насадочных колонн. Барботажные колонны наиболее пригодны для разделения в них смесей с механическими примесями. Однако конструктивно тарельчатые ректификационные колонны более сложны. Применение коррозионно-стойких неметаллических материалов для их изготовления очень

затруднительно. Тарельчатые колонны отличаются обычно в 3–5 раз большим гидравлическим сопротивлением, чем насадочные.

Таблица 3.10. Сравнительные данные по внутренним устройствам ректификационных колонн

Свойства	Колпачковые тарелки	Ситчатые тарелки	Клапанные тарелки	Двухпоточные тарелки	Насыпные насадки	Регулярные насадки
1	2	3	4	5	6	7
Производительность по пару	3	4	4	5	5	5
Производительность по жидкости	4	4	4	5	5	5
Эффективность	4	3	4	3	4	5
Устойчивость	5	3	5	1	4	5
Перепад давления	2	3	3	3	4	5
Стоимость	3	5	4	5	2	1*
Работа с загрязненными средами	3	3	3	4	2	1
Расчетная надежность	4	4	3	2	3	3

*по данным ФГУП РНЦ «Прикладная химия» показатель стоимости для регулярных насадок соответствует 3–4.

5 – превосходство; 4 – очень хорошо; 3 – хорошо; 2 – средне (посредственно); 1 – плохо.

Литература к третьей главе

1. **Аэров М.Э.** Аппараты со стационарным зернистым слоем: Гидравлические и тепловые основы расчета / М.Э. Аэров, О.М. Тодес, Д.А. Наринаский. – Л.: Химия, 1979.

2. **Лаптев А.Г.** Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике. / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Изд-во Казан. гос. ун-та, 2008.

3. **Олевский В.М.** Пленочная тепло- и массообменная аппаратура / под

ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1988.

4. **Suess Ph.**, Meier W., Pluss R.C. // Chem.-Ing. Techn. 1995. 67, №7. – С.814.

5. Насадка для массообменных колонн, обеспечивающая капитальные и эксплуатационные расходы//Chem.-Ing. Progr. – 1994, 90. – №80. – С. 24–26.

6. В**ecker Oliver**, Streiner Rudolf. Испытание новой углеволокнистой насадки для РК. // Chem.-Ing. Techn. 1995. 67, № 7. – С. 883–888.

7. **Патент** 209413 Россия, МКИ^6 В 01 J 19/32. Уголковая насадка для массообменных аппаратов / Фетисов А. И., Абдуллин А. З., Панов А. К., Багиев А.В. АО Каустик - № 5067982125., Заявл. 20.5.92., Опубл. 27.10.97., Бюл. № 30.

8. **Лебедев Ю.Н.** Насадка ВАПУПАК для вакуумных колонн / Ю.Н. Лебедев, В.Г. Чекменов, Т.М. Зайцева и др. // ХТТ и М. – 2004. – № 1. – С. 48–52.

9. **Schultes M.**, Paschig A.G. – № 19531151, 5., Вид насадки для массо - и теплообменных аппаратов./ Заяв. 24.8.95., Опубл. 27.2.97.

10. **Koshy T.**, Daniel, Насадка с усовершенствованной поверхностью для насадочной колонны./ Norfon Chemical Process Products Corp. – № 527309, Заяв. 12.9.95, Опубл. 3.6.97.

11. **Riftner Siegbert**, Spiske G., Kompalin D., Gruber U., Sigr G. – № 410447,9., Коррозионно-термостойкая насадка для теплообменных аппаратов./ Заяв. 14.2.91, Опубл. 20.8.92.

12. **Braun Vlastimil.** Vezkummy ustav chemickych zarizeni a.s. Brno. – № 64–90, Структурированная насадка для контактных колонн./ Заявл. 5.1.90., Опубл. 18.3.92.

13. **Патент** 2118201 Россия, МКИ^6 В 01 J 19/32. Структурированная насадка. Лебедев Ю.Н. – № 97107718/25. Заявл. 22.5.97., Опубл. 27.8.98.

14. **Suess P.** Новая насадка для аппаратов. / Suess P., Sulzer Chentceh AG – № 388335., Заяв. 9.2.95., Опубл. 13.3.96.

15. **Stobem Berne K.** – № 684106, Насадка для разделенных колонн и ее применение./ Заяв. 19.7.96, Опубл. 4.11.97.

16. **Rohde W.**, Linde A.G. № 19743730, Упорядоченная насадка для массо- и теплообмена. / Заяв. 2.10.97., Опубл. 9.4.98.

17. **Куляков Ю.Ф.** Создание комплекса технологического оборудования и освоение производства регулярной насадки для РК / Ю.Ф. Куляков, В.В. Лихман, В.В. Плотников. // Хим. и нефтегаз. машиностр. – 1999. – № 9 – С. 12–13.

18. **Патент** 2102106 Россия, МКИ^6 В 01 D 3/22. Массообменная колонна с плавающей насадкой / Слободяник И.П. – № 96117802/25., Заявл.

09.09.96., Опубл. 20.01.98.,Бюл. № 2.

19. Рабочая гибкость и диаграмма нагрузок структурированной насадки // Shiyou huagong Petrochem. Technol. 2000. 29, № 2. – С. 125–130.

20. **Патент** 2155095 Россия, МКИ6 B 01 J 19/32. Насадка для массообменных и сепарационных аппаратов / Выборнов В.Г. – № 91104446/12 Заявл. 09.03.99., Опубл. 27.08.00., Бюл. № 24.

21. **Патент** 2176154 Россия, МКИ6 B 01 G 19/32., B 01 F ¾. Насадка для колонн и способ ее изготовления. Нагаока Тадайоси – № 2000 110862/12. Заявл. 26.04.00., Опубл. 27.11.01.

22. **Комарович Т.** Разработка высокоэффективных насадок для массообменных аппаратов / Т. Комарович, Я. Магера, Д.А. Баранов, М.Г Беренгартен. // Теоретические и экспериментальные основы создания новых высокоэффективных хим.-тех. процессов и оборудования: Междунар. Научн. Конф. – Иваново, 2001. – С. 244–249.

23. **Патент** 2192305 Россия, МПК6 B 01 J 19/32. Регулярная насадка для тепло- и массообменных аппаратов / Дубов А.Н., Кульков А.Н., Ставинский В.А. – № 2000 1106477/12 Заявл. 13.03.01., Опубл. 10.11.02.

24. **Патент** 5997173 США, МПК6 B 01 F 03/04. Насадочный брикет и способ сборки насадочного слоя в обменных колоннах / Koch Glistch Inc. Ingram Lonnie L. – № 09/257159., Заявл. 24.02.99., Опубл. 07.12.99., НПК 366/337.

25. **Джонова-Атаносова Д.Б.** Коэффициент массопередачи в жидкой фазе для регулярно уложенных насадок / Д.Б. Джонова-Атаносова, Св.Ц. Наков, Н.Н. Колев. // Теор. основы хим. технол. – 1996. – 30, № 3. – С. 265–267.

26. **Патент** 165471 Польша, МКИ6 B 01 J 79/32. Патентная насадка для контактных колонн / Filp S., Mackmiak J – № 291491, Заявл. 20.8.91., Опубл. 30.12.94.

27. **Патент** Россия, МКИ6 B 01 J 19/32. Насадка ректификационной колонны / Смирнов В.И. – № 95105962/25. Заявка 95105962/25 Заявл. 18.4.95., Опубл. 27.12.96., Бюл. № 36.

28. **Патент** Россия, МКИ6 B 01 D 3/22. Элементарная насадка для ректификационной колонны / Слободник Р.И., Селезнева Е.А. – № 95105822/25., Заявл. 6.6.95., Заявка 95109482/25 Опубл. 20.6.97.,Бюл. № 18.

29. **Helltng R.K.**, Des Jardin M.A. Оптимальные условия работы колонны с упорядоченной насадкой // Chem. ENG. Progr. – 1994. – 90, № 10. – С. 62-66.

30. **Kolev N.**, Nakov S. Характеристики насадки с турбулизаторами пограничного слоя. Перепад давления и точка нагрузки // Chem. Eng. Fnd

Proces. –1993. – 32, № 6. – С. 389–395.

31. **Авторское свидетельств**о СССР №1599081 И.А. Мнушкин, К.Ф. Богатых, С.С. Мингараев, Р.Ф. Гилязиев.

32. **Авторское свидетельств** СССР № 1674950 Ю.П. Квурт, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько, В.Н. Бабак.

33. **Авторское свидетельств** СССР № 1431817. Л.А. Бахтин, Н.А. Федянин, В.М. Ульянов, Р.В. Козлов, Н.В. Желтухин, В.Н. Балашов.

34. **Логинов С.А.** Сравнительные испытания отечественных катализаторов на промышленных установках / С.А. Логинов. // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС. – М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 2001. – № 10. – С. 13.

35. По данным сервера Интернет «Вестник ВНИИНП» за период с 1995 по 2000 г.г.

36. **Насиров Р.К.** Синтез и подготовка к эксплуатации катализаторов гидрооблагораживания нефтяных фракций / Р.К. Насиров. // Нефтехимия и нефтепереработка: НТИС. – М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 1996. – № 2. – С. 9.

37. Переработка нефти и нефтехимии. Экспресс информация. – М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 1992–1998. – № 1–24.

38. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель № 13950. Насадка для тепло- и массообменных аппаратов. Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г. и др. / 20.06.2000 г., Бюл. № 17.

39. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель № 17011. Регулярная насадка для массообменных аппаратов. Фарахов М.И., Елизаров В.В., Газизов Ш.Ф. и др. / 10.03.2001 г., Бюл. № 7.

40. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель № 19483. Регулярная насадка. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Афанасьев И.П. и др./ 10.09.2001 г., Бюл. № 25.

41. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель № 32707. Регулярная насадка для массообменных аппаратов. Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Дьяконов Г.С. и др. / 27.09.2003 г., Бюл. № 27.

42. **Патент** Российской Федерации на полезную модель № 54818. Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов. Фарахов М.И., Шигапов И.М., Маряхин Н.Н., Фарахов Т.М., Лаптева Е.А. / 27.07.2006 г., Бюл. № 21.

43. **Senol Aynur**, Dramur Umur. Эксплуатационное испытание и обсуждение конструкций насадочной колонны с новой керамической насадкой // Chim. Acta turc. 1995. 23, № 2. – С. 145–155.

44. **Дьяконов Г.С.** Экспериментальная установка для исследования насадочных контактных устройств / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, М.Х. Ясавеев. // Теоретические и экспериментальные основы создания

новых высокоэффективных хим.-тех. процессов и оборудования: Междунар. научн. конф., – Иваново, 2001. – С. 235–239.

45. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, В.А. Данилов, И.М. Шигапов и др. // Химическая промышленность. № 10. 2001. – С. 24–33.

46. **Авторское свидетельство** СССР № 1650222. А.М. Каган, А.С. Пушнов, Пальмов, С.В. Маренов, В.М. Куксо, Т.В. Панчева.

47. **Авторское свидетельство** СССР № 1699594. Н.А. Артамонов, З.И. Квасенкова, О.И. Квасенков.

48. **Авторское свидетельство**. СССР № 1627229. В.Г. Гвоздарев, З.В. Кашникова, Л.В. Самойлик, Б.С. Голубев.

49. **Авторское свидетельство** СССР № 1606162. Л.А. Бахтин, Н.А. Кудрявцев, В.М. Косырев, А.А. Сидягин.

50. **Авторское свидетельство** СССР №1701363. Е.Т. Агафонов, С.М. Русалин, А.А. Корольков.

51. По данным сервера Интернет «Вестник ВНИИНП» за период 1995–2000 гг.

52. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель № 6347. Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн. Лаптев А.Г., Мухитов И.Х., Фарахов М.И. / 16.04.1998 г., Бюл. № 4.

53. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель № 6727. Насадка для ректификационных и абсорбционных колонн. Баглай В.Ф., Дьяконов Г.С., Лаптев А.Г., Минеев Н.Г., Мухитов И.Х., Фарахов М.И. и др. / 16.06.1998 г., Бюл. № 6.

54. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель

№ 17764. Насадка для массообменных колонн. Фарахов М.И., Кудряшов В.Н., Лаптев А.Г., Шигапов И.М. и др. / 27.04.2001 г., Бюл. № 12.

55. **RU Патент** № 2230607, МПК 7 B 01J 19/30, 2004 г.

56. **RU Патент** № 2027504, МПК 7 B 01 J 19/30, 2004 г.

57. **Идельчик И.Е.** Аэродинамика технологических аппаратов/ И.Е. Идельчик. – М.: Машиностроение, 1983.

58. **Галустов В.С.** Прямоточные распылительные аппараты в теплоэнергетике / В.С. Галустов. – М.: Энергоатомиздат, 1989.

59. **Головочевский Ю.А.** Оросители и форсунки скрубберов химической промышленности / Ю.А. Головочевский. – М.: Машиностроение, 1974.

60. **Пажи Д.Г.** Основы техники распыливания жидкостей / Д.Г. Пажи, В.С. Галустов. – М.: Химия, 1984.

61. **Соколов Е.Я.** Струйные аппараты. – 3-е изд. / Е.Я. Соколов,

Н.М. Зингер. – М.: Энергоатомиздат, 1989.

62. **Чохонелидзе А.Н.** Справочник по распыливающим, оросительным и каплеулавливающим устройствам / А.Н. Чохонелидзе, В.С. Галустов, Л.П. Холпанов, В.П. Приходько. – М.: Энергоатомиздат, 2002.

63. **Розен А.М.** Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / А.М. Розен, Е.И. Мартюшин, В.М. Олевский и др.; под ред. А.М. Розена. – М.: Химия, 1980.

64. **Свидетельство** Российской Федерации на полезную модель № 32705. Распределитель жидкости для массообменных аппаратов. Бусыгин В.М., Мустафин Х.В., Трифонов С.В., Гильманов Х.Х., Фарахов М.И. и др. / 27.09.2003 г., Бюл. № 27.

65. **Фарахов М.И**. Сепарация капельной влаги сетчатыми демистерами / М.И. Фарахов, Л.И. Асибаков, А.Г. Лаптев // Вода: Химия и экология. – 2010. – №6. – С. 42–44.

66. **Асибаков Л.И.** Характеристики сетчатых демистеров очистки газов от брызгоуноса / Л.И. Асибаков, А.Г. Лаптев // Известия вузов «Проблемы энергетики». – 2010. – №5–6. – С. 155–158.

67. **Дмитриева Г.Б.** Сравнение тарельчатых и насадочных контактных устройств колонных аппаратов / Г.Б. Дмитриева, М.Г. Беренгартян, А.М. Каган и др. // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2007. – № 1. – С. 9–10.

68. **Леонтьев В.С.** Современные насадочные колонны: особенности конструктивного оформления. / В.С. Леонтьев, С.И. Сидоров // Химическая промышленность. – 2005. – № 7. – С. 347–350.

69. **Дж. Моска.** Увеличение производительности установок с использованием высокоэффективных тарельчатых устройств. / Дж. Моска, Л. Тонон, Д. Ефремов, П. Уилкинсон // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2009. – № 1. – С. 12–14.

70. **Каган А.М.** Насадочные контактные устройства / А.М. Каган, А.С. Пушнов, А.С. Рябушенко // Химическая технология. – 2007. – Т.8. – № 5. – С. 232-240.

71. **Фарахов М.И.** Насадочные контактные устройства для массообменных колонн / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – №2. – 2009. – С.4-5.

72. **Дмитриева Г.Б.** Эффективные конструкции структурированных насадок для процессов тепломассообмена / Г.Б. Дмитриева, М.Г. Беренгартен, М.И. Клюшенкова, А.С. Пушнов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2005. – №8. – С. 15-17.

ГЛАВА 4

ОСНОВНЫЕ РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ И ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ ХАРАКТЕРИСТИК КОНТАКНЫХ УСТРОЙСТВ

4.1. Гидравлическое сопротивление каналов с элементами интенсификации

Одним из путей повышения экономичности тепломассообменных аппаратов и энергоустановок – совершенствование контактных элементов с помощью эффективных способов интенсификации тепломассообменна. Посредством интенсификации увеличиваются потоки тепла и массы, и, соответственно, уменьшаются габариты аппаратов и энергозатраты на проведение процесса. Например, повышение эффективности контактных устройств в ректификационных колоннах позволяет проводить процесс разделения при меньшем флегмовом числе, что дает снижение расхода теплоносителей. Однако, следует иметь в виду, что практически все методы интенсификации требуют дополнительных затрат энергии, поэтому в каждом конкретном случае необходим технико-экономический анализ технических решений.

Особенность задачи интенсификации конвективного теплообмена теплообменных аппаратах заключается в том, что иногда происходит опережающий рост гидравлического сопротивления по сравнению с увеличением теплоотдачи. Известны [1–18] многочисленные исследования гидравлического сопротивления каналов с элементами интенсификации (шероховатость стенок, кольцевые накатки, оребрение, сферические углубления, закрутка потока и т.п.).

На рис. 4.1 приведена зависимость отношения коэффициентов гидравлического сопротивления от числа Re каналов с полусферическими лунками и с гладкими стенками.

На рис. 4.2 даны зависимости $\lambda = f(\mathrm{Re})$ для труб со вставками из проволочных спиралей, а в табл. 4.1 – их геометрические характеристики.

Обобщение экспериментальных данных представлено в виде расчетных уравнений

$$\lambda = \frac{64}{\mathrm{Re}} \exp\left[-(S/D)^{0,5}\right] \exp\left[5,5(d/D)^{0,4}\right], \text{ при } \mathrm{Re} < \mathrm{Re}^{*}, \qquad (4.1)$$

$$\lambda = 530\,\mathrm{Re}^{-0,36}(d/D)^{1,4}\exp\left[-(S/D)^{0,65}\right] \quad \text{при} \quad \mathrm{Re} > \mathrm{Re}^{*}, \qquad (4.2)$$

где $\mathrm{Re}^{*} = 415(S/D)^{0,73}\exp(-7,8d/D)$ – критическое число Рейнольдса.

Область применения зависимостей (4.1) и (4.2): S/D = 0,71–4,3; d/D = 0,071–0,17.

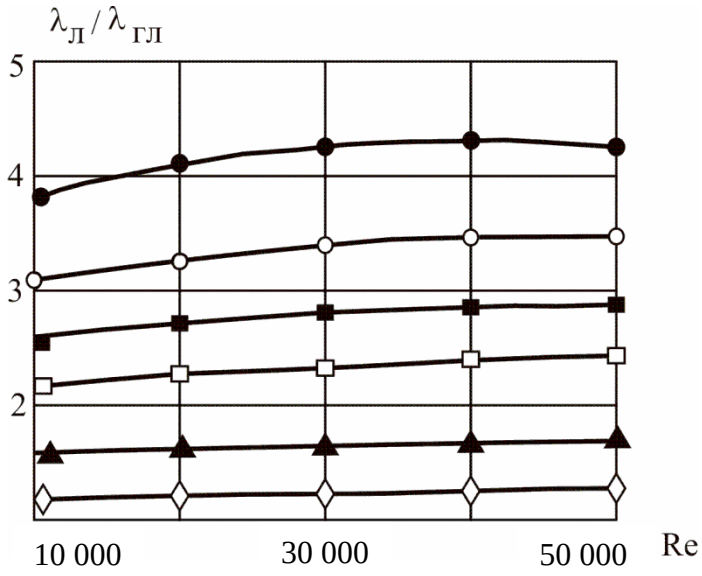


Рис. 4.1. Зависимость отношения коэффициентов гидравлического сопротивления от числа Re:

, ■ □ – одностороннее расположение лунок с гладкими и острыми лунками; ○, ● – двухстороннее расположение лунок с гладкими и острыми кромками; ◇ – одностороннее расположение лунок с гладкими кромками; ▲ – двухстороннее расположение лунок с острыми кромками ($h/d = 0,5;\ H/d = 0,1$)

Находят применение контактные устройства с закрученными одно- и двухфазными потоками. По конструктивному исполнению закручивающие устройства (завихрители) подразделяются на два типа: осевые и тангенциальные. К осевым завихрителям относятся: ленточные, шнековые и лопаточные.

Скрученная лента или шнек могут устанавливаться или на всей высоте контактной трубки, или в виде контактных вставок с некоторыми интервалами. Обычно при $\theta \le 45^{\circ}$ завихрители выполняются в виде скрученной ленты, а при $\theta > 45^{\circ}$ – в виде шнека. Скрученная лента или шнек имеют постоянный шаг и обеспечивают постоянную закрутку потока по высоте трубы.

Угол закрутки записывается как

$$\theta = \operatorname{arctg}\frac{\pi d}{S_{\text{лз}}}, \qquad (4.3)$$

где d – внутренний диаметр трубы, м; $S_{\text{лз}}$ – шаг витка ленты, м.

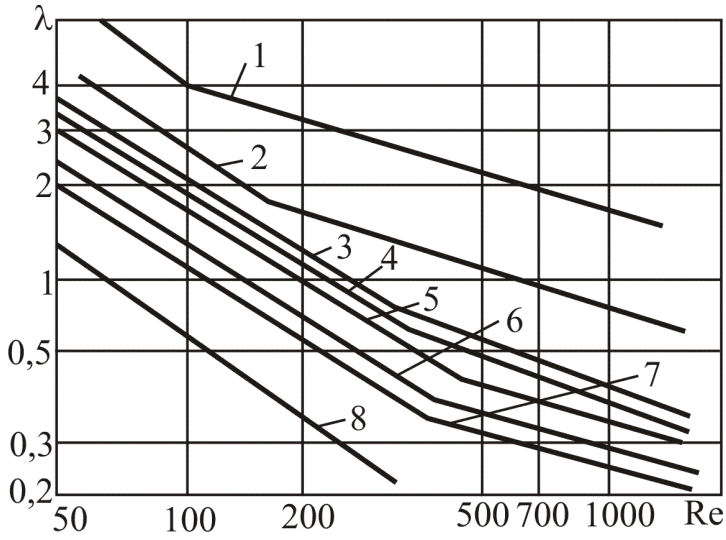


Рис. 4.2. Влияние числа Рейнольдса на гидравлическое сопротивление в трубах с проволочными вставками:
1 – $d/D = 0{,}171,\ S/D = 0{,}714$;
2 – $d/D = 0{,}171,\ S/D = 0{,}786$;
3 – $d/D = 0{,}171,\ S/D = 2{,}86$;
4 – $d/D = 0{,}171,\ S/D = 4{,}3$;
5 – $d/D = 0{,}107,\ S/D = 1{,}786$;
6 – $d/D = 0{,}0857,\ S/D = 1{,}786$;
7 – $d/D = 0{,}0714,\ S/D = 1{,}786$;
8 – гладкая труба

Таблица 4.1. Геометрические характеристики труб со спирально-винтовыми проволочными вставками

Номер трубы	Диаметр проволоки h_S, мм	Шаг навивки S, м	Относительная высота шероховатости d/D	Относительный шаг S/D
1	2,4	0,01	0,65	0,714
2	2,4	0,025	0,65	1,786
3	2,4	0,04	0,65	2,86
4	2,4	0,06	0,65	4,3
5	1,5	0,025	0,78	1,786
6	1,2	0,025	0,83	1,786
7	1,0	0,025	0,86	1,786

Для гомогенного потока перепад давления записывается в виде

$$\Delta p = \lambda_з \frac{H}{d_э} \frac{\rho U_{ср}^2}{2}, \tag{4.4}$$

где H – длина трубы, м; $U_{ср}$ – средняя осевая скорость, м/с.

Эквивалентный диаметр для канала с ленточным завихрителем

$$d_э = \frac{(\pi d - 4\delta_{лн})d}{\pi d + 2d}, \tag{4.5}$$

где $\delta_{лн}$ – толщина ленты, м.

В зависимости от критического значения числа Рейнольдса

$$\mathrm{Re}_{кр} = 2\ 300 + 87\ 000(d / S_{лз})^{1,16}, \tag{4.6}$$

расчет коэффициентов сопротивления можно выполнить по уравнениям Щукина при $\mathrm{Re} \le \mathrm{Re}_{кр}$:

$$\lambda_з = \frac{6,34}{\mathrm{Re}^{0,474}} \left(\frac{d}{d_з} \right)^{0,263} + \frac{25,6}{\mathrm{Re}}. \tag{4.7}$$

При турбулентном режиме $\mathrm{Re} > \mathrm{Re}_{кр}$

$$\lambda_з = \frac{0,705}{\mathrm{Re}^{0,28}} \left(\frac{d}{d_з} \right)^{0,09} + 0,009 \left(\frac{d}{d_з} \right)^{0,65}, \tag{4.8}$$

где $\mathrm{Re} = U_{ср} d_э / \nu$; $d_з$ – диаметр кривизны спирального канала,

$$\frac{d_з}{d} = \frac{1}{2} + \frac{2}{\pi^2} \left(\frac{S_{лз}}{d} \right)^2. \tag{4.9}$$

Зависимость для $\lambda_з$ справедлива при $\frac{S_{лз}}{d} = 3,6 - 22$,

где $S_{лз}$ – шаг ленточного завихрителя, м.

4.2. Гидравлическое сопротивление барботажных тарелок

Величину гидравлического сопротивления Δp барботажных тарелок рассчитывают как сумму трех частных сопротивлений:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{\text{гж}}, \qquad (4.10)$$

где $\Delta p_{\text{сух}}$ – сопротивление сухой тарелки; Δp_{σ} – сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости; $\Delta p_{\text{гж}}$ – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке, Па.

Для расчета гидравлического сопротивления «сухих» (т.е. неорошаемых) тарелок $\Delta p_{\text{сух}}$, через которые проходит газ или пар, применяют следующую формулу:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \xi \rho_{\text{г}} W_{\text{о}}^{\,2} / 2, \qquad (4.11)$$

где ξ – коэффициент сопротивления сухой тарелки; $W_{\text{о}}$ – скорость пара (газа) в отверстиях (щелях, прорезях колпачков) тарелки:

$$W_{\text{о}} = \frac{W_{\text{к}}}{F_{\text{св}}} = \frac{W_{\text{к}} S_{\text{к}}}{S_{\text{о}}},$$

где $W_{\text{к}}$ – скорость газа в колонне, м/с; $S_{\text{о}}$ – площадь отверстий газораспределительных элементов, м^2; $F_{\text{св}} = S_{\text{о}} / S_{\text{к}}$ – относительное свободное сечение тарелки; $S_{\text{к}}$ – площадь колонны, м^2.

Данное выражение записано при условии, что все отверстия тарелки (прорези, щели и т.д.) участвуют в процессе барботажа.

Значения коэффициента сопротивления ξ сухих тарелок различных конструкций приведены в табл. 4.2, а выражения для расчета – в табл. 4.3 [19–21].

Таблица 4.2. Коэффициенты сопротивления тарелок

Тип тарелки	ξ
1	2
Колпачковая	4,0–5,0
Клапанная	3,6

Окончание таблицы 4.2

1	2
Ситчатая с круглыми отверстиями	1,8–1,9
Ситчатая с щелевыми отверстиями	1,4–1,5
Струйная	1,5–3,0
Провальная с щелевыми отверстиями	1,4–1,5

Таблица 4.3. Данные для расчета коэффициента сопротивления сухих тарелок

Тип тарелки	Уравнение, ξ	График
1	2	3
Колпачковая	Уравнение: $\xi = \sum_i \xi_i \left(\frac{F_{\text{п}}}{F_i} \right)^2$	–
желобчатая	ξ = 4,6–5,1	–
капсульная	ξ = 4,5–7,5	–
S-образная	$\xi \cong 20$ для скорости в патрубках $\xi \cong 4{,}18$ для скорости в прорезях	–
Ситчатая	$\xi = K\left[0,4(1,25 - F_{\text{св}}) + \lambda \frac{\delta}{d_{\text{о}}} + (1-\varphi_{\text{с}})^2 \right]$ (λ – коэффициент трения в гладких трубах)	Коэффициент K (см. рис. 4.3)
	$\xi = \frac{1}{K^2} \left(\frac{t}{d_{\text{о}}} \right)^{0,2} (1 - F_{\text{св}})^2$ (t – шаг отверстий) $\xi = 1{,}82 \ \ (F_{\text{св}} = 0,05 - 0,10)$; ξ = 1,95–2,0 ($F_{\text{св}}$ = 0,03–0,05); ξ = 1,4–1,5 ($F_{\text{св}}$ = 0,15–0,20);	Коэффициент K (см. рис. 4.4)
Ситчатая, решетчатая	$\xi = (1 - F_{\text{св}})^2 + (0,5 - 0,4F_{\text{св}}) +$ Уравнение $+ \frac{4000 F_{\text{св}} d_{\text{о}}}{\text{Re}_{\text{оп}}^{0,2}} \frac{\delta}{d_{\text{э}}}$	–

Окончание таблицы 4.3

1	2	3
Клапанная	$\xi = 0{,}541\left(\frac{h_{кл}}{d_o}\right)^{-1{,}175}$ при $\frac{h_{кл}}{d_o} < 0{,}23$ $\xi = 3{,}12$ при $\frac{h_{кл}}{d_o} \geq 0{,}23$ $\xi = 3{,}63$ при открытых клапанах	–
Струйная	$\xi = 1{,}80$ для тарелки без перегородок ξ = 2,35–2,90 для тарелки с перегородками	–

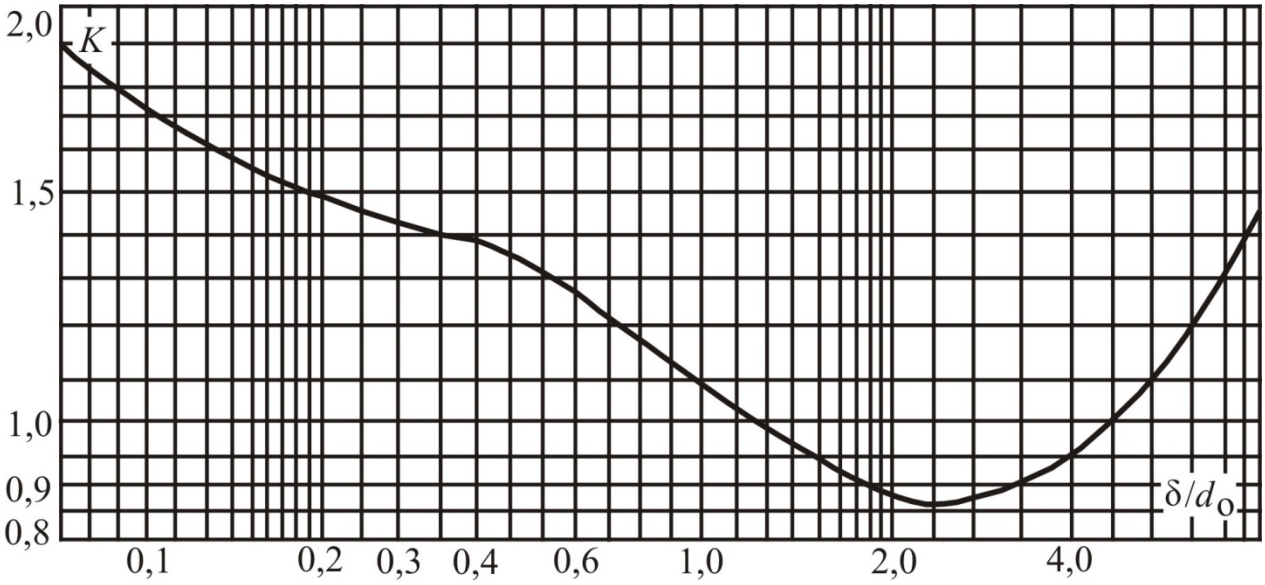


Рис. 4.3. Зависимость коэффициента K от δ / d_o

Потеря давления Δp_σ на преодоление сил поверхностного натяжения жидкости σ при входе в слой жидкости на тарелке:

$$\Delta p_\sigma = \frac{4\sigma}{d_э}. \qquad (4.12)$$

Для тарелок, работающих в струйном режиме, величиной Δp_σ можно пренебречь.

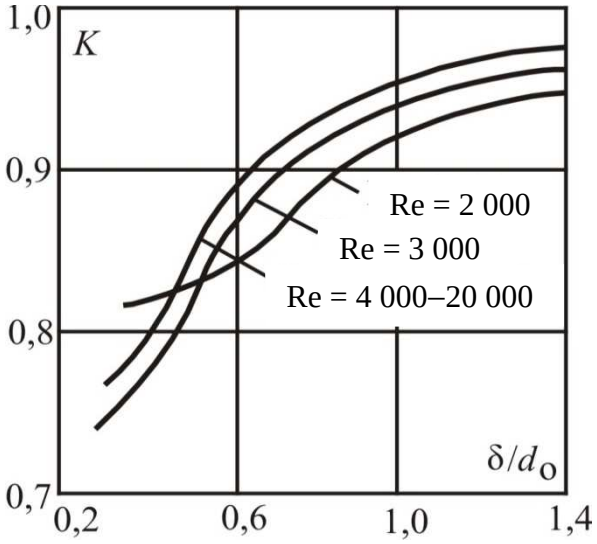


Рис. 4.4. Зависимость коэффициента K от $\delta / d_{\text{о}}$

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке $\Delta p_{\text{гж}}$ принимают равным статическому давлению слоя

$$\Delta p_{\text{гж}} = h_{\text{ст}} \rho_{\text{ж}} g = H_{\text{гж}} (1 - \varphi) \rho_{\text{гж}} g \,, \tag{4.13}$$

где $h_{\text{ст}}$ – высота светлого слоя жидкости, м; $H_{\text{гж}}$ – высота газожидкостного слоя на тарелке, м; $\rho_{\text{ж}}$ и $\rho_{\text{гж}}$ – плотность жидкости и газожидкостной смеси на тарелке, кг/м^3, φ – объемное газосодержание.

Отсюда

$$h_{\text{ст}} = (1 - \varphi) H_{\text{гж}} \text{ или } H_{\text{гж}} = \frac{h_{\text{ст}}}{1 - \varphi}. \tag{4.14}$$

Газосодержание для всех тарелок можно вычислить по приближенной формуле, при $\text{Fr} > 1$:

$$\varphi = \frac{\sqrt{\text{Fr}}}{1 + \sqrt{\text{Fr}}}, \tag{4.15}$$

где $\text{Fr} = \dfrac{W_{\text{к}}^2}{g h_{\text{ст}}}$ – число Фруда; $W_{\text{к}}$ – скорость газа в колонне, м/с.

На колпачковых тарелках высота светлого слоя жидкости вычисляется по эмпирическому выражению:

$$h_{ст} = 0,0419 + 0,19h_w - 0,0135W_к\sqrt{\rho_г} + 2,46q, \qquad (4.16)$$

где h_w – высота переливной перегородки, м; q – линейная плотность орошения, м^3/(м · с), равная $q = Q/L_с$, Q – объемный расход жидкости, м^3/с, $L_с$ – периметр слива (длина переливной перегородки), м.

Для ситчатых и клапанных тарелок в практических расчетах можно пользоваться уравнением:

$$h_{ст} = 0,787q^{0,2}h_w^{0,58}W_к^m\left[1 - 0,31\exp\left(-0,11\mu_ж\right)\right]\left(\sigma_ж/\sigma_в\right)^{0,09}, \qquad (4.17)$$

где $\sigma_в$ – поверхностное натяжение воды; $m = 0,05 - 4,6h_w$; $\mu_ж$ ~ мПа·с.

Эмпирические выражения для расчета Δр наиболее известных тарелок даны в табл. 4.4. [19].

Таблица 4.4. Уравнения для расчета сопротивления орошаемых тарелок с переливными устройствами для жидкости

Тарелка	Уравнение	Вспомогательное уравнение
1	2	3
Ситчатая, струйно-направленная с вертикальными перегородками, клапанная	$\Delta p = \frac{2}{3}\left[\begin{array}{l}(\xi + 0,5)\frac{\rho_п W_o^2}{2} + \\ +\rho_ж g(h_w + h_{ow}) + \\ +0,5\Delta p_\sigma\end{array}\right]$	–
Колпачковая из S-образных элементов	$\Delta p = \frac{2}{3}\frac{\rho_п}{2}\left(\xi W_o^2 + \frac{W_{пр}^2}{2}\right) + k\rho_ж g(h_{ow} + h_{оз} + l) + \frac{1}{3}\Delta p_\sigma$	$k = \frac{2}{3} + 0,44\cdot 10^{-4} \times \times\left(W_o\sqrt{\rho_п}\right)^4;\ \xi \cong 20$

Окончание таблицы 4.4

1	2	3
Колпачковая из S-образных элементов	$\Delta p = \xi \frac{\rho_{\text{п}} W_{\text{о}}^2}{2} + \rho_{\text{ж}} g \times$ $\times \left[\begin{array}{l} h_{0\,\text{з}} + h_{ow} + \\ +0,02 \left(W_{\text{о}} \sqrt{\rho_{\text{п}}} \right)^{2,4} \end{array} \right]$	$\xi \cong 20$
Ситчатая	$\Delta p = \xi \frac{\rho_{\text{п}} W_{\text{о}}^2}{2} + 1,3 \times$ $\times \left(\rho_{\text{ж}}^* h_w + \sqrt[3]{\rho_{\text{ж}}^* h_{ow}} \right) \rho_{\text{ж}} g$	–
Струйная без перегородок	$\Delta p = \Delta p_{\text{с}} \left[1 + 2,7 \left(\frac{L}{G} \right)^2 \rho_{\text{п}} \right]$	–
Струйная с отбойниками	$\Delta p = \Delta p_{\text{с}} \left[1 + 1,87 \frac{h_{ow}}{\left(W_{\text{о}} \sqrt{\rho_{\text{п}}} \right)^4} \right]$	–

h_{ow} – подпор жидкости над сливной перегородкой, м;

$h_{\text{оз}} = h_{\text{ст}} - (h_{ow} + 0,5\Delta)$

$\rho_{\text{ж}}^*$ – относительная плотность пены.

4.3. Перепад давления зернистого слоя

Гидравлическое сопротивление, оказываемое слоем зернистого поглотителя при прохождении через него потока, выражается разностью давлений до и после слоя. Для случая, когда поток протекает через неподвижный слой зернистого поглотителя, этот перепад давления Δp определяют по известной формуле (Па):

$$\Delta p = \frac{3}{4} \lambda \frac{H \rho_{\text{с}} (1 - \varepsilon_{\text{св}}) w_{\text{о}}^2}{\Phi d_{\text{пр}} \varepsilon_{\text{св}}^3}, \qquad (4.18)$$

где λ – коэффициент гидродинамического сопротивления; H – высота слоя; $\rho_{\text{с}}$ – плотность среды; $\varepsilon_{\text{св}}$ – порозность, или доля свободного объема

(отношение объема свободного пространства между частицами к объему, занятому слоем); w_0 – фиктивная скорость потока, рассчитываемая как отношение объемного расхода движущейся среды ко всей площади поперечного сечения слоя; Ф – коэффициент формы (отношение поверхности шара, имеющего такой же объем, что и частицы неправильной формы, к действительной поверхности частицы); $\Ф = F_{ш} / F_{ч}$ ($F_{ш}$ – поверхность шара, имеющего тот же объем, что и данная частица с поверхностью $F_{ч}$); значение Ф находят по справочнику; для большинства частиц неправильной формы в среднем можно принять Ф = 0,9; $d_{пр}$ – приведенный диаметр, если форма частицы в слое отличается от шарообразной:

$$d_{пр} = \sqrt[3]{\frac{6V_{ч}}{\pi}}, \tag{4.19}$$

где $V_{ч}$ – объем рассматриваемой частицы, м^3.

Коэффициент сопротивления λ является функцией критерия Рейнольдса, его находят по формулам в зависимости от характера движения потока [22]:

$$\text{при } \mathrm{Re} < 50,\ \lambda = \frac{220}{\mathrm{Re}}; \tag{4.20}$$

$$\text{при } \mathrm{Re} = 50 - 7200,\ \lambda = \frac{11{,}6}{\mathrm{Re}^{0{,}25}}; \tag{4.21}$$

$$\text{при } \mathrm{Re} > 7200,\ \lambda = 1{,}26. \tag{4.22}$$

Критерий Рейнольдса в данном случае определяется по формуле

$$\mathrm{Re} = \frac{w_0 d_{экв} \rho_c}{\mu} = \frac{w_0 d_{экв}}{\nu}. \tag{4.23}$$

Здесь $d_{экв}$ – эквивалентный диаметр частиц. Для частиц любой формы зернистого слоя с диаметром *d* и длиной *l* эквивалентный диаметр

$$d_{экв} = 0{,}6\frac{dl}{d/l + l}. \tag{4.24}$$

Существуют также эмпирические приближенные формулы для определения гидравлического сопротивления слоя зернистых материалов потоку воздуха общего вида:

$$\Delta p = AHw_{\text{о}}^{n}. \qquad (4.25)$$

Величины A и n зависят от рода зернистого материала. Для активного угля марки АР при H, м; $w_{\text{о}}$, м/мин

$$\Delta p = 2,68Hw_{\text{о}}^{1,43}, \text{ кг/м}^2. \qquad (4.26)$$

Гидравлическое сопротивление зернистого слоя, движущегося без нарушений контакта между отдельными зернами, подчиняется тем же законам, что и сопротивление неподвижного слоя. Однако доля свободного объема в движущемся слое несколько увеличивается по сравнению с долей свободного объема в неподвижном слое. Поэтому при прочих равных условиях гидравлическое сопротивление движущегося слоя довольно значительно уменьшается в сравнении с сопротивлением неподвижного слоя той же высоты.

При ориентировочных расчетах гидравлическое сопротивление движущегося слоя можно принимать

$$\Delta p' = (0,8 - 0,9)\Delta p,$$

где Δp – потеря давления при прохождении потока через неподвижный слой зернистого поглотителя.

Гидравлическое сопротивление псевдоожиженного слоя зернистого материала в интервале скорости псевдоожижения w' и уноса w_y, оставаясь практически постоянным, может быть определено по формуле (4.18), подставляя скорость псевдоожижения w'.

Гидравлическое сопротивление неподвижного слоя мелкозернистой насадки при восходящем потоке газожидкостной смеси (например, в реакторе) вычисляется по выражению [23]:

$$\Delta p = \rho_{\text{ж}} gH + \frac{Ha_v}{\varepsilon_{\text{св}}}\left(\lambda_{\text{ст}} + \frac{1,75w_{\text{о}}}{\text{Re}_{\text{ж}}\, u_{\text{ж}}}\right)\frac{\rho_{\text{ж}} u_{\text{ж}}^2}{2}, \qquad (4.27)$$

где $\mathrm{Re}_{ж} = \dfrac{u_{ж} d_{э}}{\nu_{ж}}$ – число Рейнольдса по жидкой фазе; $\lambda_{ст}$ – коэффициент сопротивления зернистого слоя

$$\lambda_{ст} = \frac{40}{\mathrm{Re}_{ж}} + \frac{2,26}{\mathrm{Re}_{ж}^{0,5}} + 0,46. \qquad (4.28)$$

Данные выражения получены при $w_{о} = 0,05...0,8$ м/с и $u_{ж} = 0,003 - 0,025$ м/с.

4.4. Пленочные аппараты

В пленочных аппаратах газ или пар контактирует с жидкостью, которая перемещается в виде тонкой пленки по поверхности труб, пластин или других видов контактных элементов. Различают гравитационное течение пленки (слабое взаимодействие фаз), а также восходящее или нисходящее движение пленки с газовым потоком, когда газ транспортирует жидкость (сильное взаимодействие) [5, 24–38].

Режимы движения пленки даны в табл. 4.7.

Число Рейнольдса при пленочном течении записывается в виде: $\mathrm{Re} = \dfrac{4q}{\nu_{ж}}$; q – приведенный расход м^3/(м·с); $Fi = \dfrac{\sigma^3}{(g\nu_{ж}^4\rho_{ж}^3)}$ – пленочное число.

Таблица 4.7. Режимы течения пленки жидкости [24]

Режим	Диапазон		
	ньютоновская жидкость	вода	вода [35]
Ламинарный	$\mathrm{Re}/4 \le 0,47Fi^{1/10}$	$\mathrm{Re} \le 22,8$	$\mathrm{Re} < 35$
Первый переходный	$0,47Fi^{1/10} \le \mathrm{Re}/4 \le 2,2Fi^{1/10}$	$22,8 \le \mathrm{Re} \le 108$	$35 \le \mathrm{Re} \le 80$
Волновой	$2,2Fi^{1/10} \le \mathrm{Re}/4 \le 75$	$108 \le \mathrm{Re} \le 300$	$80 \le \mathrm{Re} \le 280$
Второй переходный	$75 \le \mathrm{Re}/4 \le 400$	$300 \le \mathrm{Re} \le 1600$	$280 \le \mathrm{Re} \le 1600$
Турбулентный	$\mathrm{Re}/4 \ge 400$	$\mathrm{Re} \ge 1600$	$\mathrm{Re} > 1600$

Слабое взаимодействие фаз

При слабом взаимодействии фаз (газа с пленкой жидкости) газовый или паровой поток практически не влияет на характеристики пленочного течения.

В случае движения пленки по вертикальной поверхности ламинарный режим можно оценить из условия

$$\mathrm{Re}_{\text{кр}} = 2{,}4\left(\frac{\sigma^3}{g\rho_{\text{ж}}\nu_{\text{ж}}^4}\right)^{1/11}. \qquad (4.29)$$

Первый ламинарный режим с «длинными» гравитационными волнами находится в интервале

$$12 \le \mathrm{Re} \le 4{,}74\left(\frac{\sigma^3\rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}^4 g}\right)^{0{,}2}. \qquad (4.30)$$

При втором ламинарном режиме на поверхности пленки появляются «короткие» волны, связанные с капиллярными силами. Границы режимов соответствуют неравенству

$$4{,}74\left(\frac{\sigma^3\rho_{\text{ж}}}{\mu_{\text{ж}}^4 g}\right)^{0{,}2} \le \mathrm{Re} \le 1200 \pm 200. \qquad (4.31)$$

Следует отметить, что границы режимов приближенные и зависят от шероховатости каналов, условий подачи жидкости, наличия ПАВ и ряда других факторов.

Практически во всех случаях гидродинамика и тепломассообмен в пленках описываются в приближении теорией пограничного слоя. Первые работы по теории ламинарных пленок даны Нуссельтом, турбулентных – Кольборном, Кутателадзе и др., первые работы по теории волнового движения пленок – П.Л. Капицей и другими.

Средняя толщина ламинарной пленки

$$\delta_0 = \sqrt[3]{\frac{3G\nu_{\text{ж}}}{g\rho_{\text{ж}}}} = \sqrt[3]{\frac{3q\nu_{\text{ж}}}{g}} = \sqrt[3]{\frac{3\mu_{\text{ж}}}{4\rho_{\text{ж}}g}} \cdot \mathrm{Re}^{0{,}333}, \qquad (4.32)$$

где q – приведенный расход, м^3/(м·с).

Выражение (4.32) также записывают в виде

$$\delta_0 = 0{,}9\theta \mathrm{Re}^{0{,}333}, \qquad (4.33)$$

где θ – приведенная толщина пленки, $\theta = \left(\frac{\nu_ж^2}{g} \right)^{1/3}$; $\mathrm{Re} = 4q/\nu_ж = 4G/\mu_ж$.

Средняя скорость в пленке

$$U_{ср} = 0{,}276(\nu_ж g)^{1/3} \mathrm{Re}^{2/3}. \qquad (4.34)$$

Приведенные уравнения применимы при Re < 1600. При больших числах Рейнольдса течение пленки становится турбулентным.

Если использовать степенное распределение (корня 1/7) профиля скорости в пленке и закон трения плоской пластины, то для определения толщины турбулентной пленки следует выражение

$$\delta_0 = 0{,}37 \frac{q^{7/12} \nu_ж^{1/12}}{g^{1/3}}, \qquad (4.35)$$

а скорость на межфазной поверхности – $U_{max} = U_{гр} = 1{,}15\, U_{ср} = 1{,}15 q/\delta_0$.

Известные экспериментальные исследования дают близкие зависимости

$$\delta_0 = 0{,}207\theta \mathrm{Re}^{0{,}533}, \quad \delta_0 = 0{,}14\theta \mathrm{Re}^{7/12}. \qquad (4.36)$$

Касательное напряжение на стенке следует из условия баланса сил

$$\tau_{ст} = (\rho_ж - \rho_г) g \delta_0 = \Delta\rho g \delta_0. \qquad (4.37)$$

При повышении скорости газа более 6–8 м/с (при атмосферном давлении для системы воздух-вода) толщина пленки начинает зависить от скорости газового потока.

Течение пленки по стенке канала с волновой поверхностью соответствует сопротивлению труб с некоторой условной шероховатостью. Применительно к этому случаю Уоллис обобщил большое число экспериментальных данных простой зависимостью

$$\lambda_{\text{ор}} = \lambda_{\text{г о}}(1 + 300\delta_0 / d), \tag{4.38}$$

где $\lambda_{\text{г о}}$ – коэффициент сопротивления при движении газа в неорошаемых трубах; d – диаметр канала, м.

Слагаемое $300\delta_0 / d$ учитывает наличие нерегулярной шероховатости стенок канала, но не учитывает брызгоунос при повышенных скоростях газа.

Коэффициент сопротивления для газового потока при ламинарном и турбулентном движениях в противотоке со стекающей пленкой жидкости получен Борисовым в виде

$$\lambda_{\text{ор}} = \frac{86}{\text{Re}_{\text{ог}}} \quad \text{при} \quad \text{Re}_{\text{ог}} < (\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}, \tag{4.39}$$

$$\lambda_{\text{ор}} = \frac{0{,}11 + 0{,}9K^{2/3}}{\text{Re}_{\text{ог}}^{0{,}16}} \quad \text{при} \quad \text{Re}_{\text{ог}} > (\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}, \tag{4.40}$$

где $(\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}}$ – критическое значение числа (начало турбулизации), $\text{Re}_{\text{ог}} = (W_{\text{г}} + U_{\text{ср}})d_{\text{э}} / \nu_{\text{г}}$ (при противотоке):

$$(\text{Re}_{\text{ог}})_{\text{кр}} = \left(\frac{86}{0{,}11 + 0{,}9K^{2/3}} \right)^{1{,}19}. \tag{4.41}$$

Коэффициент K – безразмерный комплекс

$$K = \frac{U_{\text{ср}}\mu_{\text{ж}}}{\sigma}.$$

В работе [29] для орошаемого канала при турбулентном движении газа ($\text{Re}_{\text{ог}} > 2300$) получено выражение

$$\lambda_{\text{ор}} = \frac{0{,}159}{\text{Re}_{\text{ог}}^{0{,}13}}. \qquad (4.42)$$

Коэффициент сопротивления в прямоугольном канале с орошаемыми стенками, образованном двумя параллельными пластинами, в интервале $\text{Re}_{\text{ог}} = 2\,300–30\,000$ имеет вид

$$\lambda_{\text{ор}} = \frac{0{,}344}{\text{Re}_{\text{ог}}^{0{,}25}}. \qquad (4.43)$$

Для аппаратов с пакетной насадкой гидравлическое сопротивление выше вследствие значительных местных сопротивлений.

При известном значении $\lambda_{\text{ор}}$ перепад давления в орошаемом канале $\Delta p_{\text{гж}}$ можно вычислить по выражению Дарси–Вейсбаха.

Сильное взаимодействие фаз

При высоких скоростях газа или пара на контактных устройствах происходит восходящее или нисходящее движение пленки жидкости в прямоточном режиме. При этом касательное напряжение на межфазной поверхности $\tau_{\text{гж}}$ значительно превышает $\tau_{\text{ст}} = \Delta\rho g\delta_0$ ($\tau_{\text{гж}} \gg \tau_{\text{ст}}$).

Значение $\tau_{\text{гж}}$ обычно находят из уравнения баланса сил:

$$\Delta p_{\text{гж}} S_{\text{г}} = \tau_{\text{гж}} F, \qquad (4.44)$$

где $S_{\text{г}}$ – площадь поперечного сечения газового потока в канале, перпендикулярно движению газа, м^2; F – площадь межфазной поверхности пленки, м^2.

Исследованию гидродинамических закономерностей пленочных аппаратов при сильном взаимодействии фаз посвящены многочисленные работы [28–38], где даны эмпирические и полуэмпирические выражения для расчета $\Delta p_{\text{гж}}$, $\lambda_{\text{ор}}$, δ_0, брызгоуноса и т.д.

В работе Жаворонкова и Николаева для расчета $\Delta p_{\text{гж}}$ в режиме нисходящего прямотока в орошаемой трубке ($d = 13-18$ мм, $H = 114-400$ мм и $W_{\text{г}} = 24-80$ м/с) получено

$$\mathrm{Eu} = 0{,}11\mathrm{Re}_{\text{пл}}^{0{,}16}(d/H)^{-0{,}5}, \tag{4.45}$$

где $\mathrm{Eu} = \dfrac{\Delta p_{\text{гж}}}{\rho_{\text{г}} W_{\text{г}}^2}$, $\mathrm{Re}_{\text{пл}} = \dfrac{q_{\text{ж}}}{\nu_{\text{ж}}}$, $q_{\text{ж}} \sim$ м^3/(м $\cdot$с), H – длина канала, м.

Также для нисходящего прямотока без уноса капель Живайкиным и Волгиным рекомендована формула

$$\Delta p_{\text{гж}} = 0{,}546 \cdot 10^{-4} \frac{H\rho_{\text{г}}}{d^{1{,}25}} Q^{0{,}25} W_{\text{г}}^{1{,}75}, \tag{4.46}$$

где $Q \sim$ см^3/(см $\cdot$с); $W_{\text{г}} = 3 - 45$ м/с;

$H = 0{,}15 - 0{,}83$ м; $d = 0{,}0129$ м.

Для восходящего прямотока Жаворонковым и Малюсовым рекомендуется обобщающая формула по коэффициенту сопротивления:

$$\lambda_{\text{ор}} = 0{,}275\,\mathrm{Re}_{\text{пл}}^{0{,}55}\,\mathrm{Re}_{\text{г}}^{-0{,}45}, \tag{4.47}$$

где $\mathrm{Re}_{\text{пл}} = 4q_{\text{ж}}/\nu_{\text{ж}}$; $\mathrm{Re}_{\text{г}} = \dfrac{W_{\text{г}}(d - 2\delta_0)}{\nu_{\text{г}}}$; $q_{\text{ж}} \sim$ м$^3/\left(\text{м} \cdot \text{с}\right)$.

В работе Коновалова и др. для восходящего прямотока дана формула

$$\lambda_{\text{ор}} = \lambda_{\text{сух}}\left(1 + \frac{20}{\lambda_{\text{ж}}}\frac{\delta_0}{R}\right), \tag{4.48}$$

где $\lambda_{\text{ж}} = \dfrac{64}{\mathrm{Re}_{\text{пл}}}$, $U_{\text{гр}} = 2U_{\text{ср}}$ при $\mathrm{Re}_{\text{пл}} < 1200$; $\lambda_{\text{ж}} = \dfrac{0{,}316}{\mathrm{Re}^{0{,}25}}$, $U_{\text{гр}} = 1{,}15U_{\text{ср}}$

при $\mathrm{Re}_{\text{пл}} > 1200$; $\mathrm{Re}_{\text{пл}} = 4q_{\text{ж}}/\nu_{\text{ж}}$.

Для расчета толщины пленки при восходящем прямотоке в работах Холпанова, Квурта и др. получено:

$$\delta_0 = 2{,}86 \cdot 10^3\left(3{,}08 - \frac{\nu_{\text{ж}}}{\nu_{\text{H}_2\text{O}}}\right)\theta\,\mathrm{Re}_{\text{г}}^{\left(0{,}08\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu_{\text{H}_2\text{O}}} - 0{,}94\right)}\mathrm{Re}_{\text{пл}}^{\text{к}}, \tag{4.49}$$

где $\kappa = 0,3 - 0,16\lg\left[\left(\frac{\mu_ж}{\mu_{H_2O}}\right)\left(\frac{\sigma_ж}{\sigma_{H_2O}}\right)\right]$; $\theta = \left(\frac{\nu_ж^2}{g}\right)^{1/3}$; $\mathrm{Re}_{пл} = \frac{q_ж}{\nu_ж}$;

$\mathrm{Re}_г = W_г d_э / \nu_г$.

В работах Николаева, Войнова и др. для восходящего прямотока даны выражения

($H = 0,2$ м; $d = 0,0168$ м; $W_г = 14 - 50$ м/с; $q_ж = 0,3 - 3,2$ м^3/м·час)

при $q_ж \le 1,1$; $\delta_0 = 16,46 \cdot 10^{-3} \frac{q_ж^{0,3} \mu_ж^{0,23}}{W_г^{0,75}}$; (4.50)

при $q_ж \ge 1,1$; $\delta_0 = 16,6 \cdot 10^{-3} \frac{q_ж^{0,4} \mu_ж^{0,23}}{W_г^{0,75}}$. (4.51)

Для аналогичных условий Сергеев получил (воздух–вода)

$$\delta_0 = 2,95 \cdot 10^{-3} \frac{q_ж^{0,33}}{W_г^{0,75}}; \quad (4.52)$$

$$U_{ср} = 0,093 W_г^{0,75} q_ж^{0,33}. \quad (4.53)$$

Для восходящего закрученного прямотока в трубке с ленточным завихрителем Николаев получил

при $q_ж < 1,1$; $\delta_0 = 2,99 \cdot 10^{-3} \frac{q_{пр}^{0,3}}{W_г^{0,75}}$; (4.54)

при $q_ж > 1,1$; $\delta_0 = 2,88 \cdot 10^{-3} \frac{q_{пр}^{0,4}}{W_г^{0,75}}$; (4.55)

при $q_{пр} = q_ж \sqrt{1 + ctg^2 \cdot \alpha_н}$; $\mathrm{tg}\ \alpha_н = \frac{S_{лз}}{2\pi R}$.

Аппараты с насадками

Перепад давления в насадочном аппарате рассчитывается как произведение высоты насадки и величины сопротивления насадочного слоя высотой 1 м:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \Delta p'_{\text{сух}} H \,,\ \Delta p_{\text{ор}} = \Delta p'_{\text{ор}} H \,. \qquad (4.56)$$

Сопротивление сухого насадочного слоя $\Delta p'_{\text{сух}}$ высотой 1 м равно

$$\Delta p'_{\text{сух}} = \xi \frac{1}{d_{\text{э}}} \cdot \frac{\rho_{\text{г}} \cdot W_{\text{о}}{}^2}{2}, \qquad (4.57)$$

где $W_{\text{о}}$ – фиктивная скорость газа, м/с;

$d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр насадки, рассчитываемый по выражению

$$d_{\text{э}} = \frac{4\varepsilon_{\text{св}}}{a_{\nu}}, \qquad (4.58)$$

где $\varepsilon_{\text{св}}$, a_{ν} – удельный свободный объем и удельная поверхность.

Коэффициент гидравлического сопротивления насадочного слоя определяется в зависимости от режима движения потока [20, 38]

$$\text{при } \text{Re}_{\text{г}} < 40 \ \ \xi = \frac{140}{\text{Re}_{\text{г}}}; \text{ при } \text{Re}_{\text{г}} > 40 \ \ \xi = \frac{16}{\text{Re}_{\text{г}}^{0,2}}. \qquad (4.59)$$

Значения ξ для новых насадок даны в главе 10.

Сопротивление орошаемого насадочного слоя высотой 1 м:

$$\Delta p'_{\text{ор}} = \Delta p'_{\text{сух}} 10^{b'q}. \qquad (4.60)$$

Здесь b' – коэффициент, значения которого для различных типов насадок приведены в табл. 4.5; q – плотность орошения, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Таблица 4.5. Значения различных типов насадок

Тип насадки	Кольца Рашига 25 мм	Кольца Рашига 50 мм	Кольца Палля 50 мм	Седла «Инталлокс» 25 мм	Седла «Инталлокс» 50 мм	Седла Берля 25 мм
b'	184	169	126	33	28	30

Количество удерживаемой жидкости $\varepsilon_{ж}$ складывается из статической $\varepsilon_{ж.ст}$ и динамической $\varepsilon_{ж.д}$, составляющих

$$\varepsilon_{ж} = \varepsilon_{ж.ст} + \varepsilon_{ж.д}. \quad (4.61)$$

Статическая составляющая представляет собой количество жидкости, удерживаемой на насадке капиллярными силами, эта величина не зависит от гидродинамических условий и определяется формой и материалом насадки, а также свойствами орошаемой жидкости. Динамическая составляющая – количество жидкости, движущейся по насадке, определяется гидродинамическими условиями и формой насадочных элементов.

Динамическая составляющая вычисляется из выражения вида [38]:

$$\varepsilon_{ж.д} = A\,\mathrm{Re}_{ж}^{m}\mathrm{Ga}^{-k}, \quad (4.62)$$

где значения коэффициентов A, m, k определяются экспериментальным путем для каждого типа насадки.

При $\mathrm{Re}_{ж} = 4Q/a_{\nu}\nu_{ж}$ и $\mathrm{Ga} = g/\nu_{ж}^{2}a_{\nu}^{3}$ для колец Рашига, засыпанных внавал, коэффициенты равны: A = 0,38, m = 0,56, k = 0,33 или A = 0,747, m = 0,64, k = 0,42; $Q = q \sim м^{3}/\left(м^{2}\cdot c\right)$.

При $\mathrm{Re}_{ж} = Qd_{н}/\nu_{ж}$, $\mathrm{Ga} = gd_{н}^{3}/\nu_{ж}^{2}$, где $d_{н}$ – наружный диаметр насадки, коэффициенты в выражении (4.62) имеют значения: A = 41,8, m = 0,5, k = 0,5.

Для колец Рашига 10–25 мм в колонне диаметром 0,175 м Гильпериным получено

$$\varepsilon_{ж} = 3{,}86\cdot 10^{-3}V_{ж}^{0,4}V_{г}^{0,19}d_{э}^{-0,68}, \quad (4.63)$$

где $V_{ж}$, $V_{г}$ – расход жидкости и газа, соответственно ($м^{3}$/ч).

Для мелкой насадки также применяется уравнение

$$\varepsilon_{ж} = k\,\mathrm{Re}_{ж}^{1/3}\left(a_{\nu}\nu_{ж}\right)^{2/3}, \quad (4.64)$$

где число Рейнольдса $\mathrm{Re}_{ж} = 4Q/a_{\nu}\nu_{ж}$.

Коэффициент k для насадки из колец металлической сетки (КМС) равен k = 10, а для спирально-призматической насадки из нержавеющей стали и капрона – k = 3.

Для колец размером до 15 мм удовлетворительное согласование $\varepsilon_{ж.д}$ с данными других авторов дает уравнение (4.62) с коэффициентами A = 41,8, m = 0,5, k = 0,5, а при $d_н$>15 мм уравнение (4.62) с коэффициентами A = 0,747; m = 0,64; k = 0,42.

При пленочном режиме работы колонны ниже точки подвисания в большинстве случаев не вся поверхность насадки смочена жидкостью. Зависимость доли смоченной поверхности насадочных элементов от конструктивных параметров определяется экспериментально. Доля смоченной поверхности характеризуется коэффициентом смачиваемости $\psi_w = a_w / a_v$ – отношением поверхности смоченной жидкости к геометрической поверхности. Экспериментальные данные коррелируются выражением [38].

$$\psi_w = 1 - A\exp(-m), \tag{4.65}$$

где коэффициенты по данным различны:

$$m = b\,\mathrm{Re}_{ж}^{p}, \quad A = 1{,}0. \tag{4.66}$$

Кольца – 15–35 мм, b = 0,16; p = 0,4.

Седла – 12,5 мм, b = 0,089; p = 0,7.

$$m = 1{,}26\left(\frac{\sigma_{кр}}{\sigma}\right)^{0,75} \mathrm{Re}_{ж}^{0,1}\mathrm{Fr}^{0,15}\mathrm{We}^{-0,2}, \quad A = 1{,}0, \tag{4.67}$$

где $\mathrm{Fr} = Q^2 a_v / g$; $\mathrm{We} = \sigma a_v^2 / g\rho_{ж}$ – критерии Фруда и Вебера; $\sigma_{кр}$ – критическое поверхностное натяжение, учитывающее влияние краевого угла смачивания (для воды и керамических насадок $\sigma_{кр}/\sigma = 0{,}85$).

Проведенные расчеты по эмпирическим выражениям различных авторов, а также анализ данных, представленных в работе [38], позволяют сделать вывод о том, что удовлетворительное согласование с результатами различных исследований дает уравнение (4.65) с коэффициентами (4.66).

Для расчета насадочных аппаратов может использоваться эквивалентный диаметр насадки, записанный с учетом $\varepsilon_{ж}$ и ψ_w:

$$d_э = \frac{4(\varepsilon_{св} - \varepsilon_ж)}{a_v \psi_w}. \qquad (4.68)$$

4.5. Основные подходы моделирования массо- и теплоотдачи

Эмпирические методы

Основной задачей при эмпирическом подходе является установление конкретного вида зависимости коэффициентов массо- и теплоотдачи от режимных конструктивных параметров контактных устройств и физических свойств среды на основе обработки экспериментальных данных. В этом случае большое значение имеет методика обработки опытных результатов. Обработка экспериментальных данных заключается в нахождении функциональной зависимости искомой величины, представленной, как правило, в безразмерной форме, от параметров подобия.

Эмпирические формулы, предложенные многими авторами, представляют собой, в большинстве случаев, простые степенные зависимости [38–48]. Число безразмерных комплексов (чисел подобия) иногда достигает восьми–десяти, делая формулы громоздкими, и, самое главное, они не вскрывают механизмов переноса, т.е. не могут служить в качестве универсальной базы для научного исследования. Кроме этого, теория подобия не обеспечивает масштабный переход, так как не описывает «масштабные эффекты» при увеличении размера аппарата от лабораторного макета к промышленному варианту. Опыт показывает, что даже если соблюдаются требования теории подобия, то коэффициент масштабного перехода (отношение высоты единицы переноса производственного аппарата и лабораторного макета) может составлять десять и более.

Обычное одномерное критериальное описание массо- и теплообменных процессов (основанное к тому же на критериях подобия однофазной гидродинамики) является неполным, так как оно не учитывает особенности двухфазного движения и структуру потоков. Изменение этой структуры при переходе от лабораторных аппаратов к промышленным и является причиной масштабного эффекта (см. главу 1). Значение теории подобия сохраняется, но не для описания массотеплообмена в двухфазных системах при масштабном переходе, а для определения локальных характеристик массо- и теплоотдачи.

Полуэмпирические методы

Трудность построения корректной и полной математической модели массотеплообменного процесса обусловлена большим разнообразием конструкций контактных устройств, одновременно протекающих гидродинамических, диффузионных и тепловых процессов и различными физико-химическими свойствами двухфазной среды. Поэтому находит применение подход, когда сложное явление заменяют совокупностью «элементарных процессов (актов)». Такими элементарными актами, прежде всего, являются процессы переноса импульса, массы и тепла в пограничном слое.

Одной из простых полуэмпирических моделей пограничного слоя является пленочная модель Нернста–Льюиса–Уитмена, предполагающая существование неподвижного слоя на границе фаз. Несмотря на многие недостатки, эта модель сыграла некоторую положительную роль в дальнейшем развитии представлений о массообмене.

Получившая широкую известность модель проницания Хигби предполагает, что из-за кратковременности контакта фаз в пограничном слое не успевает установиться стационарное распределение концентрации и массоотдача осуществляется путем нестационарной молекулярной диффузии (т.е. посредством проницания с периодом θ_r). Так, например, для газового пузырька Хигби определил θ_r как время, в течение которого пузырек проходит расстояние, равное его диаметру. Следует отметить, что при $\mathrm{Re} \geq 1$ уравнение Хигби совпадает с уравнением, полученным в приближении диффузионного пограничного слоя. Однако в модели Хигби не учитывается явным образом конвективный механизм переноса, она отражает более качественную сторону процесса массоотдачи в сплошной фазе. Анализ модели проницания подробно выполнен в работе [48], где показано, что единственный случай, когда эта модель приводит к физически правильному результату – безволновое течение тонких пленок жидкости при малых числах Рейнольдса.

Кишиневским, Данквертсом, Ханратти, Харриоттом и другими исследователями предложены различные варианты развития модели проницания и обновления, которые находят практическое применение в расчетах массо-теплообменных процессов.

Дальнейшее развитие представлений о процессах переноса в пограничном слое связано с моделями Прандтля, Кармана, Ландау и Левича, а также с развитием гидродинамической аналогии Рейнольдсом и Чилтоном–Кольборном. Причем наиболее теоретически обоснованной и

перспективной является модель диффузионного пограничного слоя Ландау–Левича. Согласно этой модели в области развитой турбулентности пограничного слоя молекулярная диффузия не играет заметной роли, и вещество переносится в основном турбулентными пульсациями. С приближением к границе раздела фаз в вязком подслое турбулентные пульсации затухают, поэтому здесь необходимо учитывать также молекулярный механизм переноса, который становится преобладающим в тонкой области у границы раздела (диффузионном подслое). Таким образом, затухание турбулентности происходит постепенно и непрерывно, и лишь у межфазной поверхности пульсационная скорость становится равной нулю. Основной задачей, в данном случае, является определение вида функциональных зависимостей для коэффициентов турбулентного обмена, которые, как правило, для вязкого подслоя представляются в виде степенных зависимостей от расстояния по поверхности раздела.

В связи с полуэмпирическим характером определения параметров модели Ландау–Левича, область ее применения обычно ограничивается однофазными средами при развитом турбулентном движении потоков.

В работах [36, 49–65] рассмотрены варианты применения модели диффузионного пограничного слоя для определения коэффициентов массо- и теплоотдачи при движении одно- и двухфазных сред на контактных устройствах различных конструкций. В данных примерах параметры модели находятся в рамках единого подхода на основе известного характера переноса импульса.

Теоретические основы моделирования тепло- и массоотдачи

Теоретические методы моделирования и исследования массо- и теплообменных процессов условно подразделяются на точные, асимптотические, численные и приближенные. В связи с разнообразием конструкций контактных устройств и одновременно происходящих процессов обмена импульсом, массой и теплотой в большинстве задач химической технологии получить точные аналитические решения невозможно, поэтому наибольшее применение получили последние три метода. Так, например, среди различных асимптотических методов применяется метод функциональных параметров. Для этого строится разложение оператора относительно малой шкалы сравнения. Зависимость членов асимптотической последовательности от малого параметра осуществляется с помощью процедуры сращивания. Получаемые асимптотические ряды часто расходятся или очень медленно сходятся.

Кроме этого, удается вычислить только несколько первых членов разложения. Эти обстоятельства ограничивают использование асимптотических формул для инженерных расчетов.

Для моделирования и исследования процессов тепломассообмена в химической технологии используются чаще приближенные и численные методы. К приближенным методам относятся, например, однопараметрические интегральные методы в теории пограничного слоя, пленочная и пенетрационная модели, методы линеаризации уравнений и др. Приближенные методы позволяют получать необходимые формулы для выполнения конкретных инженерных расчетов.

В рамках приближенных методов находит применение подход, когда сложное явление заменяют совокупностью «элементарных процессов (актов)». Такими элементарными актами прежде всего являются процессы переноса импульса, массы и тепла в пограничном слое.

Приближенное математическое описание процессов переноса в пограничном слое связано с моделями Прандтля, Кармана, Ландау и Левича, а также с развитием гидродинамической аналогии Рейнольдсом и Чилтоном–Кольборном. Причем наиболее теоретически обоснованной и перспективной является модель диффузионного пограничного слоя Ландау–Левича.

Рассмотрены [36, 49–65] приближенные теоретические методы моделирования элементарных актов массо- и теплоотдачи в пограничных слоях одно- и двухфазных сред. На основе применения известных моделей Кармана, Ландау–Левича и аналогии Чилтона–Кольборна получены уравнения для вычисления коэффициентов массо- и теплоотдачи в аппаратах при различных условиях взаимодействия фаз. Предполагается, что процессы массо- и теплообмена слабо влияют на процесс переноса импульса. Предложено для определения параметров моделей использовать известные свойства консервативности законов трения к градиенту давления и другим возмущениям. Для этого используются балансовые соотношения переноса импульса через межфазную поверхность. Вводятся эквивалентные параметры возмущенных и невозмущенных потоков, основным из которых является среднее касательное напряжение τ (или динамическая скорость u_*). Касательное напряжение обычно находится на основе известных коэффициентов трения или сопротивления. В тех случаях, когда это затруднительно, применяется подход вычисления τ или u_*, используя среднюю диссипируемую энергию. В данных работах этот подход получил дальнейшее развитие. В результате предложены уравнения, которые позволяют вычислять коэффициенты массо- и

теплоотдачи, используя только результаты гидравлического исследования контактных устройств.

Теоретическая основа вышеописанных подходов заключается в использовании известных свойств консервативности законов трения к продольному градиенту давления в пограничном слое, т.е. структура математического описания элементарных актов переноса инвариантна к различным возмущениям и масштабу аппарата. Влияние этих факторов не изменяет структуру математического описания пограничного слоя, а учитывается параметрически. На основе вышеизложенного сделан вывод о том, что в качестве теоретической основы для определения средних значений коэффициентов массо- и теплоотдачи в пограничных слоях одно- и двухфазных сред можно использовать математические модели плоского пограничного слоя без наличия возмущений (например, модели Кармана, Ландау–Левича), а влияние различных возмущений (градиент давления, шероховатость поверхности, подвижная поверхность раздела фаз и т.д.) учитывать в интегральном соотношении баланса импульса через межфазную поверхность, используя результаты физического моделирования [36]. При физическом моделировании исследуется гидродинамика потока и измеряется перепад давления на контактных устройствах. Вводятся эквивалентные параметры градиентных (возмущенных) и безградиентных потоков, например, такие, как среднее касательное напряжение и скорость обтекания в модели Ландау–Левича. Среднее касательное напряжение находится, используя известное значение перепада давления (или среднее по объему значение диссипируемой энергии) на контактных устройствах, полученное при физическом моделировании. На основе соотношения баланса импульса в пограничном слое производится коррекция параметров модели плоского пограничного слоя и учитывается неоднородность полей, вызванная различными возмущениями.

Основными параметрами приведенных уравнений являются толщины вязкого подслоя δ_1, турбулентного пограничного слоя δ и динамическая скорость трения u_*.

Динамическую скорость почти всегда можно выразить через перепад давления или скорость диссипации энергии турбулентного потока.

Для определения средней эффективной толщины пограничного слоя δ записывается поток импульса (касательное напряжение) в виде

$$\tau = u_*^2 \rho = \rho \gamma \Delta U_\infty ,$$

где γ находится по одному из выражений, в зависимости от условий взаимодействия фаз.

Таким образом, полученные выражения позволяют вычислять коэффициенты тепло- и массоотдачи в аппаратах различных конструкций, используя только результаты гидравлического исследования контактных устройств [36, 49–67]. Показано, что применение данного подхода дает удовлетворительные результаты (расхождение с опытными данными около 10–20 %) для описания различных случаев конвективного массо- и теплообмена в одно- и двухфазных средах. В итоге получены уравнения для расчета коэффициентов массо- и теплоотдачи от пузырей и капель, в шероховатых каналах, при поперечном обтекании пучка труб, в аппаратах с перемешивающими устройствами, в насадочных и зернистых слоях, в турбулентных пленках жидкости, в осевых и закрученных дисперсно-кольцевых газожидкостных потоках, в барботажном слое, в вибрационных экстракторах и градирнях. Ниже приведены некоторые уравнения для расчета α и β, полученные на основе данного подхода (4.76), (4.77), (4.88)–(4.92), (4.94)–(4.99), (4.101)–(4.118), (4.127)–(4.142).

4.6. Формулы для расчета коэффициентов теплоотдачи

Уравнение аддитивности термических сопротивлений для плоской стенки:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}, \tag{4.69}$$

где K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м^2 град).

Для многослойной стенки и с учетом сопротивлений загрязнений на поверхности выражение (4.69) записывается в виде

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_{ст_i}}{\lambda_{ст_i}} + \frac{1}{\alpha_2} + \sum r_i , \tag{4.70}$$

где r_i – термическое сопротивление загрязнений (накипи, ржавчины и т.д.).

Для случая теплообмена через чистую однослойную цилиндрическую стенку значение K, отнесенное к 1 метру длины трубы имеет вид, Вт/(м град)

$$K = \left[\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda_{ст}} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2} \right]^{-1}. \tag{4.71}$$

Используя коэффициенты теплопередачи (4.69), (4.70) основное уравнение теплопередачи в интегральном виде запишется в форме

$$Q = KF\tau\Delta t_{\text{ср}}, \qquad (4.72)$$

где $\Delta t_{\text{ср}}$ – средняя разность температур.

Ориентировочные значения коэффициентов теплоотдачи для различных видов конвективного теплообмена.

Характеристика движения	Величина α, Вт/(м$^2\cdot K$)
Свободная гравитационная конвекция в газах	5–30
Свободная конвекция воды	10^2–10^3
Вынужденная конвекция газов	10–500
Вынужденная конвекция воды	50–$2\cdot10^4$
Кипение воды	$2\cdot10^3$–$4\cdot10^4$
Жидкие металлы	10^2–$3\cdot10^4$
Пленочная конденсация водяных паров	$4\cdot10^3$–$1{,}5\cdot10^4$
Капельная конденсация водяных паров	$4\cdot10^4$–$1{,}5\cdot10^5$

Ниже приводятся различные выражения для расчета коэффициентов теплоотдачи.

Теплоотдача от пластины

Ламинарный режим ***(***$\text{Re} < 5\cdot10^5$***)***

Локальная теплоотдача (критериальное выражение)

$$\text{Nu}_x = 0{,}332\sqrt{\text{Re}}_x\,\text{Pr}^{0{,}33}. \qquad (4.73)$$

Средняя теплоотдача

$$\text{Nu}_f = 0{,}67\,\text{Re}_L^{0{,}5}\,\text{Pr}^{0{,}33}. \qquad (4.74)$$

Турбулентный режим

Критериальное выражение:

$$\mathrm{Nu}_f = 0{,}037\,\mathrm{Re}^{0{,}8}\,\mathrm{Pr}^{0{,}43}\left(\frac{\mathrm{Pr}}{\mathrm{Pr}_{\mathrm{ст}}}\right)^{0{,}25}. \qquad (4.75)$$

Теоретические уравнения [36]

$$\alpha = \frac{\rho c_p u_*}{\mathrm{Pr}^{0{,}57}\,5\left[1 + \ln 6 + 0{,}5\left(\ln\delta - \ln 30\nu/u_*\right)\right]}, \qquad (4.76)$$

$$\alpha = \frac{\rho c_p u_*}{\mathrm{Pr}^{0{,}57}\left[13{,}73 + 2{,}5\left(\ln\delta - \ln 30\nu/u_*\right)\right]}, \qquad (4.77)$$

где динамическая скорость $u_* = U_\infty\sqrt{C_f/2}$; $C_f = 0{,}073\,\mathrm{Re}_L^{-0{,}2}$.

Средняя толщина пограничного слоя

$$\delta = 0{,}205\frac{L}{\mathrm{Re}_L^{0{,}2}}. \qquad (4.78)$$

Уравнение гидродинамической аналогии Чилтона–Кольборна

$$\alpha = \rho c_p U_\infty \frac{C_f}{2\,\mathrm{Pr}^{2/3}}, \qquad (4.79)$$

Обобщение гидродинамической аналогии

$$\frac{C_f/2}{\mathrm{St}_{\mathrm{т}}} = K_1 + K_2\sqrt{\frac{C_f}{2}}\left(\mathrm{Pr}^{\frac{2}{3}} - 1\right). \qquad (4.80)$$

K_1= 0,93; K_2 =12,5.

Теплоотдача в трубе

Ламинарный режим

при $\frac{\mathrm{Pe}\cdot \mathrm{d}_э}{L} < 20$

$$\mathrm{Nu} = 1{,}4\left(\mathrm{Re}\frac{d_э}{L}\right)^{0{,}4}\mathrm{Pr}^{0{,}33}. \qquad (4.81)$$

при $2300 < \mathrm{Re} < 10^4$

$$\mathrm{Nu} = 0{,}08\mathrm{Re}^{0{,}9}\mathrm{Pr}^{0{,}43}(\mathrm{Pr}/\mathrm{Prст})^{0{,}25}. \qquad (4.82)$$

Турбулентный режим ($\mathrm{Re}>10^4$)

$$\alpha = \frac{\rho c_p u_*}{\mathrm{Pr}^{0{,}57}\,5\left[1+\ln 6+0{,}5\left(\ln\delta-\ln 30\nu/u_*\right)\right]}. \qquad (4.83)$$

где $u_* = U_\infty\sqrt{\xi/8}, \quad \xi = (1{,}82\lg\mathrm{Re}-1{,}64)^{-2}, \ \delta \approx 0{,}4\mathrm{R}$. (4.84)

Обобщение опытных данных

$$\mathrm{Nu} = \frac{0{,}023\,\mathrm{Pr}\,\mathrm{Re}^{0{,}8}}{1+2{,}14\,\mathrm{Re}^{-0{,}1}\left(\mathrm{Pr}^{2/3}-1\right)}, \qquad (4.85)$$

$$\mathrm{Nu} = 0{,}021\,\mathrm{Re}^{0{,}8}\,\mathrm{Pr}^{0{,}43}, \qquad (4.86)$$

$$\mathrm{Nu} = \frac{1{,}8\xi\,\mathrm{Pr}\,\mathrm{Re}}{K_1+12{,}7\sqrt{\xi/8}\left(\mathrm{Pr}^{2/3}-1\right)}, \qquad (4.87)$$

$$K_1 = 1 + 900/\mathrm{Re}.$$

Теплоотдача в канале с элементами интенсификации [36]

Турбулентный режим

$$\alpha = 0{,}158\rho c_p(\tau/\rho)^{3/7}(\nu/\mathrm{d})^{1/7}\,\mathrm{Pr}^{-0{,}66}, \qquad (4.88)$$

где $\tau = \rho U_{ср}^2\xi_ш/8$, $\xi_ш$ коэффициент сопротивления шероховатого канала.

Закрученное движение однофазного потока в трубке при $10^4 < \mathrm{Re} < 10^6$

$$\alpha = \rho \cdot c_p \cdot 0{,}4 \cdot \mathrm{Re}^{0{,}1} \left(\frac{\varepsilon \nu}{\rho} \right)^{0{,}25} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}, \qquad (4.89)$$

где $\varepsilon = \dfrac{\Delta p \cdot U_{\text{ср}}}{H \cdot \cos\theta}$, $\mathrm{Re} = \dfrac{d \cdot U_{\text{ср}}}{\nu \cdot \cos\theta}$; θ – угол закрутки.

Теплоотдача от газожидкостных смесей к стенке

$$\alpha_{\text{ж}} = 0{,}159 \rho_{\text{ж}} c_{p\,\text{ж}} (\tau/\rho_{\text{ж}})^{4/9} (\nu_{\text{ж}}/l)^{1/9} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}, \qquad (4.90)$$

где $u_* = \left[(\tau_{\text{ж}}/\rho)^2 + \chi^4 \nu_{\text{ж}} g u_{\text{от}} \varphi (1-\varphi)^2 \right]^{0{,}25}$; $\tau = u_*{}^2 \rho$; $l = d_{\text{э}}$,

где φ – газосодержание; $u_{\text{от}}$ – относительная скорость фаз; $\chi = 1{,}9$.

Теплоотдача поперечно–обтекаемых пучков труб

Ламинарный режим ($\mathrm{Re} < 2 \cdot 10^3$)

$$\alpha = 0{,}62 \rho c_p \left(\frac{2\tau\nu}{\pi\rho d} \right)^{1/3} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}. \qquad (4.91)$$

$$\tau \approx \Delta p / \pi .$$

Турбулентный режим

$$\alpha = \rho c_p \frac{0{,}37}{\mathrm{Re}^m} \left(\frac{\bar{\varepsilon}\nu}{\rho} \right)^{0{,}25} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}, \qquad (4.92)$$

где число Рейнольдса $\mathrm{Re} = \overline{U}_m d / \nu$; m для гладкостенных шахматных пучков труб равно m = 0,066, а для коридорных m = 0,08. Число Re вычисляется через среднюю скорость в узком сечении пучка $\overline{U}_m$ и диаметр трубы.

Диссипация энергии в объеме пучка

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\Delta p S_m \bar{U}_m}{V}, \qquad (4.93)$$

где S_m – площадь узкого сечения пучка, м^2; V – объем жидкости в пучке труб, м^3.

Теплоотдача в насадочных и зернистых слоях

Ламинарный режим (Re < 40)

$$\alpha = 0{,}62\rho c_p \left(\frac{\Delta p \varepsilon_{св} \nu}{a_v H L \rho}\right)^{1/3} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}, \qquad (4.94)$$

где $\bar{\varepsilon} = \dfrac{\Delta p_г W_к}{\varepsilon_{св} H}$; $L = \pi \cdot d_э / 2$; $d_э = 4 \cdot \varepsilon_{св} / a_v$. (4.95)

Турбулентный режим

$$\alpha = 0{,}159\rho c_p (\tau/\rho)^{4/9} (\nu / L)^{1/9} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}, \qquad (4.96)$$

$$L = \pi \cdot d_э / 2; \; u_* = \sqrt{\tau/\rho} = 1{,}8\left(\bar{\varepsilon}\nu/\rho\right)^{0{,}25},$$

или

$$\alpha = 0{,}175\rho c_p \left(\frac{\bar{\varepsilon}\nu}{\rho}\right)^{0{,}25} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}. \qquad (4.97)$$

Теплоотдача к стенке в аппарате с мешалкой

Турбулентный режим

$$\alpha = 0{,}159\rho c_p (\tau/\rho)^{4/9} (\nu / L)^{1/9} \mathrm{Pr}^{-0{,}66}, \qquad (4.98)$$

где $u_* = \sqrt{\tau/\rho_ж} = 2\left(\dfrac{\bar{\varepsilon}\nu_ж}{\rho_ж}\right)^{0{,}25}$,

$$\bar{\varepsilon} = \frac{4N}{\pi D_a^2 H_{ж}}.$$

Теплоотдача в пленочных аппаратах

Течение по плоской стенке

Турбулентный режим

$$\alpha_{ж} = \rho_{ж}\, c_{р} u_{*} \sqrt{\frac{u_{*} a \rho_{ж}}{\sigma}} \left(\operatorname{arctg}\left(R_{1ж} \nu_{ж} \sqrt{\frac{\rho_{ж}\, u_{*}}{a\,\sigma}} \right) \right)^{-1}. \qquad (4.99)$$

где $R_{1ж} = \sqrt{\dfrac{\sigma}{\nu_{ж}\rho_{ж}u_{*}}}\, \operatorname{tg}\left(\Delta\bar{U}_{\infty} \sqrt{\dfrac{\nu_{ж}\rho_{ж}}{u_{*}\sigma}} \right)$; $u_{*} = \sqrt{g\delta_0}$, $\Delta\bar{U}_{\infty} = 1{,}15 \cdot U_{ср}$.

Обобщение опытных данных

$$\mathrm{Nu}_{пл} = \frac{\alpha_{ж}\theta}{\lambda_{ж}} = 0{,}0325\,\mathrm{Re}_{пл}^{0{,}25}\mathrm{Pr}^{0{,}5}, \qquad (4.100)$$

где $\mathrm{Re}_{пл} = q/\nu_{ж} = U_{ср}\delta_0/\nu_{ж}$; $\theta = \left(\nu_{ж}^2/g\right)^{1/3}$ – приведенная толщина пленки, м.

Противоточное движение жидкости и газа в аппарате с насадкой (теплообмен между фазами)

Пленочный ламинарный безволновой режим

$$\alpha_{ж} = \rho_{ж} c_{р} \sqrt{\frac{Q_{ж}\alpha_{\nu}\,\psi_{w}\,a_{ж}}{2\,\varepsilon_{св}\varepsilon_{жд}}}. \qquad (4.101)$$

Турбулентный режим движения газа

$$\alpha_{г} = 0{,}013 \cdot \rho \cdot c_{p} \frac{\left(\varepsilon_{г-ж} \dfrac{\nu_{г}}{\rho_{г}} \right)^{0{,}25}}{\mathrm{Pr}_{г}^{2/3}\, Q_{ж}^{0{,}4}}. \qquad (4.102)$$

где $\varepsilon_{г-ж} = \dfrac{\Delta p_{г-ж} W_k}{(\varepsilon_{св} - \varepsilon_ж) H}$, $Q_ж \sim м^3 / (м^2 \cdot с)$.

Сильное взаимодействие фаз в цилиндрических каналах (теплообмен между фазами) [36]

при осевом движении

$$\alpha_ж = \frac{\rho_ж c_p (d - 2\delta_0)}{2\,\mathrm{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Pr}_ж}} \left(\frac{\pi \Delta p_{тр}}{F \rho_ж R_{1ж}\,\mathrm{Pr}_ж} \right)^{0,5}. \qquad (4.103)$$

при закрученном движении

$$\alpha_ж = \frac{\rho_ж c_p}{\mathrm{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Pr}_ж}} \left(\frac{\Delta p_{тр} \left[\frac{\pi}{4} (d - 2\delta_0)^2 - (b\delta)_{лз} \right]}{\rho_ж F R_{1ж}\,\mathrm{Pr}_ж \cos\theta} \right)^{0,5}. \qquad (4.104)$$

где $R_{1ж} = \left(\dfrac{U_\infty}{u_*} \right)^{7/6} \left(\dfrac{\nu_ж}{u_* \delta_0} \right)^{1/6}$, u_* – динамическая скорость, м/ч.

Теплообмен в барботажном слое

в жидкой фазе:

$$(\alpha A)_ж = \frac{u_{*ж} \left[S_0 \left(\dfrac{\rho_г W_0^2}{2} + \rho_ж g h'_{ст} \right) - \dfrac{S_k \rho_г W_k^2}{2} \right]}{\mathrm{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Pr}_ж}\,\sqrt{R_{1ж}} \left(u_{*ж}^2 \rho_ж + \dfrac{2\sigma}{R_э} \right)}; \qquad (4.105)$$

в газовой или паровой фазе

$$(\alpha A)_{\text{г}} = \frac{u_{*\text{г}}\left[S_0\left(\frac{\rho_{\text{г}} W_0^2/2}{2} + \rho_{\text{ж}} g h'_{\text{ст}}\right) - \frac{S_k \rho_{\text{г}} W_k^2}{2}\right]}{\operatorname{arctg}\sqrt{R_{1\text{г}}\,\text{Pr}_{\text{г}}}\sqrt{R_{1\text{г}}}\left(u_{*\text{г}}^2 \rho_{\text{г}} + \frac{2\sigma}{R_{\text{э}}}\right)}. \qquad (4.106)$$

где выражения для расчета параметров в данных уравнениях имеют вид – (4.139)–(4.142).

4.7. Расчет массообменных процессов

Массоотдача от дисперсной фазы

Ламинарное обтекание

$$\beta_{\text{c}} = 0{,}62\left[\frac{\xi V_\infty^2 \nu}{8L}\right]^{1/3} \text{Sc}^{-2/3}, \qquad (4.107)$$

где $L = \pi R, R$ – радиус частицы.

Переходной и турбулентный режим

$$\beta_{\text{c}} = \frac{2u_{*c}}{\pi\sqrt{R_{1c}\text{Sc}_c}}\ , \qquad (4.108)$$

где $R_{1\text{c}} = \left[\Delta\overline{U}_{\infty\text{c}}\left(u_{*\text{c}}\operatorname{arctg}\sqrt{R_{1\text{c}}}\right)^{-1}\right]^2, \qquad u_{*\text{c}} = V_\infty\sqrt{\rho_{\text{c}}\xi/\left(8\rho_{D}\right)},$

ξ – коэффициент аэродинамического сопротивления.

Массоотдача в дисперсной фазе в сферических каплях

$$\overline{\beta}_{D} = 1{,}25\left(\frac{3D_{D}\left(1+\mu^*\right)}{t_{\text{к}} V_\infty}\right)^{1/2}\left(\frac{2\tau_{D}}{\pi\rho_{D}}\right)^{1/3}\left(\frac{d}{\nu_{D}}\right)^{1/6}. \qquad (4.109)$$

Массоотдача в крупных осциллирующих каплях

$$\beta_D = u_{*D}\sqrt{\frac{u_{*D}\rho_D D_D}{2\sigma}}\left[\operatorname{arctg}\sqrt{\mathrm{Sc}_D\,\frac{u_{*D}R_{1D}^2\nu_D\rho_D}{2\sigma}}\right]^{-1}, \quad (4.110)$$

где

$$R_{1D} = \sqrt{\frac{2\sigma}{\nu_D\rho_D u_{*D}}}\,\mathrm{tg}\left(\Delta\overline{U}_{\infty D}\sqrt{\frac{\nu_D\rho_D}{2\sigma u_{*D}}}\right). \quad (4.111)$$

Значение tg в радианах. Динамическая скорость:

$$u_{*D} = u_{*\mathrm{c}}\sqrt{\frac{\rho_\mathrm{c}}{\rho_D}}. \quad (4.112)$$

Массоотдача при пленочном течении

Течение по плоской стенке

Ламинарный безволновой режим ($\mathrm{Re}_{\text{пл}} < 20$)

$$\beta_\text{ж} = 1{,}367\sqrt{\frac{\nu_\text{ж}U_\text{ср}}{L}}\,\mathrm{Sc}_\text{ж}^{-0{,}5}, \quad (4.113)$$

или

$$\beta_\text{ж} = 1{,}367\left(\frac{qD_\text{ж}}{L\delta_0}\right)^{0{,}5}. \quad (4.114)$$

Развитое турбулентное течение пленки ($\mathrm{Re}_{\text{пл}} > 2000$)

$$\mathrm{Sh}_\text{ж} = 9\cdot10^{-4}\,\mathrm{Re}_{\text{пл}}^{0{,}712}\mathrm{Sc}_\text{ж}^{0{,}5} \quad (4.115)$$

или

$$\beta_\text{ж} = 9\cdot10^{-4}(\nu_\text{ж}\,g)^{1/3}\,\mathrm{Re}_{\text{пл}}^{0{,}712}\mathrm{Sc}_\text{ж}^{-0{,}5}. \quad (4.116)$$

Массоотдача в МКС при турбулентном течении пленки при $L_i > 0$

$$\Lambda_i = \frac{(b_0 \nu D_i)^{1/2}}{\delta_0 \operatorname{arctg}\left[\dfrac{R_1 \nu}{u_*}\left(\dfrac{b_0 \operatorname{Sc}_i}{\delta_0^2}\right)^{0,5}\right]}, \qquad (4.117)$$

при $L_i < 0$

$$\Lambda_i = -\frac{(b_0 \nu D_i)^{1/2}}{\delta_0 \operatorname{arctg}\left[\dfrac{R_1 \nu}{u_*}\left(\dfrac{b_0 \operatorname{Sc}_i}{\delta_0^2}\right)^{0,5}\right]}, \qquad (4.118)$$

где L_i – элементы матрицы молекулярной диффузии; Λ_i – элемент матрицы коэффициентов массоотдачи.

Эмпирические выражения различных авторов

Восходящий прямоток

$$\mathrm{Sh}_\Gamma = \frac{\beta_\Gamma d}{D_\Gamma} = 0,0086\,\mathrm{Re}_\Gamma \mathrm{Sc}_\Gamma^{0,6}, \qquad (4.119)$$

$$\mathrm{Sh}_\text{ж} = \frac{\beta_\text{ж} d}{D_\text{ж}} = 1,88\,\mathrm{Re}_\text{ж}^{0,75} \mathrm{Sc}_\text{ж}^{0,75} \left(\frac{\mathrm{H}}{d}\right)^{-0,75}. \qquad (4.120)$$

Нисходящий прямоток (абсорбция CO_2) (данные Николаева, Жаворонкова)

$$\beta_\text{ж} = 0,0284 w_\Gamma\, \mathrm{Re}_\text{ж}^{0,58} \left(\frac{d}{\mathrm{H}}\right)^{0,66}, \qquad (4.121)$$

где $w_\Gamma = 24 - 80$ м/с; $\mathrm{Re}_\text{ж} = \dfrac{q_\text{ж}}{\nu_\text{ж}} = 55 - 200$; d = 13–18 мм; H = 114–400 мм.

Массоотдача в газовой фазе при гравитационном течении пленки при ректификации (данные Лотхова, Малюсова)

$$\mathrm{Sh}_\Gamma = 0,0365\,\mathrm{Re}_\Gamma^{0,77} \mathrm{Sc}_\Gamma^{0,33}, \qquad (4.122)$$

где $\mathrm{Sh}_{\Gamma} = \dfrac{\beta_{\Gamma} d}{D_{\Gamma}}$, $\mathrm{Re}_{\Gamma} = \dfrac{w_{\Gamma} d}{v_{\Gamma}}$, $\mathrm{Re}_{\Gamma} = 2 \cdot 10^3 - 2 \cdot 10^4$.

Восходящее осевое движение – процесс десорбции H_2 и H_2O в воздухе

$$\beta_{ж} = \chi \left(\frac{D_{ж} \rho_{ж}}{\sigma} \right)^{0,5} \left[\frac{\Delta p_{\Gamma . ж} \left(R - \delta_0 \right)}{2 \mathrm{H} \rho_{ж}} \right]^{3/4}; \qquad (4.123)$$

- для гладких труб при осевом движении $\chi = 4{,}0$;
- при закрученном движении $\chi = 5{,}16$;
- при закрученном движении с шероховатостью $\chi = 5{,}62$.

Нисходящий прямоток (данные Николаева)

$$\mathrm{Re}_{\Gamma}^{*} = 5{,}32 \cdot 10^4 \, \mathrm{Re}_{ж}^{-0,19}; \; \mathrm{Re}_{ж} = \frac{4 \cdot q_{ж}}{v_{ж}};$$

$$\mathrm{Re}_{\Gamma}^{**} = 1{,}8 \cdot 10^5 \, \mathrm{Re}_{ж}^{-0,242};$$

$$\mathrm{Re}_{\Gamma}^{***} = 2{,}1 \cdot 10^5 \, \mathrm{Re}_{ж}^{-0,09} \left(\frac{\theta}{\mathrm{H}} \right)^{0,11};$$

$$\theta = \left(\frac{v_{ж}^2}{g} \right)^{0,333}; \; \mathrm{Re}_{\Gamma} = \frac{w_{\Gamma} d}{v_{\Gamma}}.$$

При $\mathrm{Re}_{\Gamma}^{*} \le \mathrm{Re}_{\Gamma} \le \mathrm{Re}_{\Gamma}^{***}$

$$\mathrm{Sh}_{ж} = 2{,}64 \cdot 10^{-8} \, \mathrm{Re}_{ж}^{0,814} \, \mathrm{Re}_{\Gamma}^{1,38} \mathrm{Sc}_{ж}^{0,5} \left(\frac{\theta}{\mathrm{H}} \right)^{0,33}. \qquad (4.124)$$

При $\mathrm{Re}_{\Gamma} > \mathrm{Re}_{\Gamma}^{***}$

$$\mathrm{Sh}_{ж} = 2{,}64 \cdot 10^{-4} \, \mathrm{Re}_{ж}^{0,75} \, \mathrm{Re}_{\Gamma}^{0,63} \mathrm{Sc}_{ж}^{0,5} \left(\frac{\theta}{\mathrm{H}} \right)^{0,41}, \qquad (4.125)$$

$$\mathrm{Sh}_{ж} = \frac{\beta_{ж}\theta}{D_{ж}};\ \mathrm{H} = 0{,}15–1{,}42\ \text{м};\ \theta = \left(\frac{\nu_{ж}^2}{g}\right)^{1/3}.$$

Восходящий прямоток (данные Коновалова)

$$\beta_{ж} = \left(\frac{4}{\pi y^{+}}\right)^{0,5} u_{*}\left(\frac{D}{\nu}\right)^{0,5}, \qquad (4.126)$$

где $y^{+} \approx 10$; u_{*} – динамическая скорость, $u_{*} = f\left(\Delta p\right)$.

Насадочные колонны

Массоотдача в жидкой фазе

Пленочный безволновой режим

$$\beta_{ж} = 0{,}68\sqrt{\frac{Q_{ж} a_{\nu}\, \psi_{w}\, D_{ж}}{\varepsilon_{св}\varepsilon_{жд}}}. \qquad (4.127)$$

$$\beta_{ж} = 0{,}62\left(\frac{U_{\infty}^2 \nu_{ж}\, \xi}{4\pi d_{э}}\right)^{1/3} \mathrm{Sc}_{ж}^{-0,5}, \qquad (4.128)$$

где $\xi = \frac{36{,}3}{\mathrm{Re}_{э}} + 0{,}45;\ \mathrm{Re}_{э} = U_{\infty} d_{э}/\nu_{ж};\ Q_{ж} \sim \text{м}^3/\left(\text{м}^2 \cdot \text{с}\right).$

Массоотдача в газовой фазе при турбулентном режиме

$$\beta_{Г} = 0{,}013\frac{\left(\varepsilon_{Г-ж}\dfrac{\nu_{Г}}{\rho_{Г}}\right)^{0,25}}{\mathrm{Sc}_{Г}^{2/3} Q_{ж}^{0,4}}, \qquad (4.129)$$

где диссипация энергии

$$\varepsilon_{Г-ж} = \frac{\Delta p_{Г-ж} W_{k}}{\left(\varepsilon_{св} - \varepsilon_{ж}\right) H}.$$

Эмпирические выражения для расчета $\beta_ж$ и $\beta_г$ даны в главе 6.

Сильное взаимодействие фаз (осевое движение)

Массоотдача в цилиндрическом канале при турбулентном режиме

$$\beta_ж = \frac{d - 2\delta_0}{2\operatorname{arctg}\sqrt{R_{1ж}\mathrm{Sc}_ж}}\left(\frac{\pi\Delta p_{тр}}{F\rho_ж R_{1ж}\mathrm{Sc}_ж}\right)^{0,5}, \qquad (4.130)$$

где

$$R_{1ж} = \left(\frac{U_{гр}}{u_*}\right)^{7/6}\left(\frac{\nu_ж}{u_*\delta_0}\right)^{1/6}, \qquad (4.131)$$

$$U_{гр} = u_{*ж}\sqrt{R_{1ж}}\left(\pi/2 + \sqrt{R_{1ж}}\right). \qquad (4.132)$$

Массоотдача в МКС

$$(\mathrm{La})_ж = \frac{2(d - 2\delta_0)}{d^2 H \operatorname{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_{ж\,i}}}\left(\frac{\Delta p_{тр} F}{\pi\rho_ж R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_{ж\,i}}\right)^{0,5}, \qquad (4.133)$$

$$(\mathrm{La})_ж = -\frac{2(d - 2\delta_0)}{d^2 H \operatorname{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_{ж\,i}}}\left(\frac{\Delta p_{тр} F}{\pi\rho_ж R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_{ж\,i}}\right)^{0,5}. \qquad (4.134)$$

Закрученное движение в цилиндрическом канале в турбулентном режиме

$$\beta_ж = \frac{1}{\operatorname{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_ж}}\left(\frac{\Delta p_{тр}\left[\frac{\pi}{4}(d - 2\delta_0)^2 - (b\delta)_{лз}\right]}{\rho_ж F R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_ж \cos\ \theta}\right)^{0,5}. \qquad (4.135)$$

Канал с шероховатыми стенками

$$(\beta\alpha)_{ж} = \frac{\beta_{ж} F}{V} = \frac{\Delta p_{тр}\left[d - 2\left(h + \delta^{*}\right)\right]^{2}}{d^{2}\,\mathrm{Hu}_{*ж}\,\rho_{ж}\,\mathrm{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_{ж}}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_{ж}}}. \qquad (4.136)$$

Примеры расчета коэффициентов по (4.127)-(4.136) даны в [36, 65].

Барботажный слой на массообменных тарелках

Развитый турбулентный режим

В жидкой фазе:

$$(\beta A)_{ж} = \frac{u_{*ж}\left[S_0\left(\rho_{г} W_0^2/2 + \rho_{ж} g h'_{ст}\right) - S_k \rho_{г} W_k^2/2\right]}{\mathrm{arctg}\sqrt{R_{1ж}\,\mathrm{Sc}_{ж}}\sqrt{R_{1ж}}\left(u_{*ж}^2\,\rho_{ж} + 2\sigma/R_{э}\right)}. \qquad (4.137)$$

В газовой фазе:

$$(\beta A)_{г} = \frac{u_{*г}\left[S_0\left(\rho_{г} W_0^2/2 + \rho_{ж} g h'_{ст}\right) - S_k \rho_{г} W_k^2/2\right]}{\mathrm{arctg}\sqrt{R_{1г}\,\mathrm{Sc}_{г}}\sqrt{R_{1г}}\left(u_{*г}^2\,\rho_{г} + 2\sigma/R_{э}\right)}, \qquad (4.138)$$

где

$$u_{*ж} = \left[\frac{\rho_{г}\left(W_0^2 - W_{п}^2\right)}{4\rho_{ж}} + \frac{g h_{ф}}{2}\right]^{0,5}, \quad u_{*г} = \left[\frac{W_0^2 - W_{п}^2}{4} + \frac{\rho_{ж} g h_{ф}}{2\rho_{г}}\right]^{0,5}, \qquad (4.139)$$

$$C_{f\,0ж} = \frac{0,073}{\mathrm{Re}_{0ж}^{0,2}},\ \mathrm{Re}_{0ж} = \frac{U_{гр} l}{\nu_{ж}}, \qquad (4.140)$$

$$U_{гр} = W_0 - u_{*_{г}}\sqrt{R_{1г}}\,\mathrm{arctg}\sqrt{R_{1г}},$$

$$R_{1г} = 11,6\frac{W_0}{u_{*_{г}}}\sqrt{\frac{C_{f\,0г}}{2}}, \qquad (4.141)$$

$$C_{f\,0г} = \frac{0,073}{\mathrm{Re}_{0г}^{0,2}},\ \mathrm{Re}_{0г} = \frac{W_0 l}{\nu_{г}},$$

$$l = h_{\text{ф}} = 2{,}45 d_{\text{э}} \left[\frac{\rho_{\text{г}} W_0^2}{g d_{\text{э}} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})} \right]^{0{,}35}. \qquad (4.142)$$

Средняя скорость газа в сечении распада струи на пузыри составляет $W_{\text{п}} = W_k / \varphi$, где $\varphi \approx 0{,}75$ – газосодержание в данном сечении; $h_{\text{ф}}$ – высота газовой струи, м.

Точность расчета коэффициентов тепло- и массоотдачи по (4.105), (4.106), (4.137) и (4.138) значительно зависит от достоверности вычисления характеристик газораспределительных элементов на тарелке ($W_0, S_0, R_{\text{э}}$) и высоты столба жидкости $h'_{\text{ст}}$. Алгоритмы и примеры расчета тепло- и массоотдачи на барботажных тарелках даны в работах [36, 49–54, 59–61, 65].

Коэффициенты массопередачи и теплопередачи в барботажном слое с использованием выражений (7.1.38)–(7.1.41) можно вычислить по уравнениям аддитивности фазовых сопротивлений

$$\begin{aligned} (KA)_{\text{ож}}^{-1} &= (\beta A)_{\text{ж}}^{-1} + [m(\beta A)_{\text{г}}]^{-1}, \\ (KA)_{\text{ог}}^{-1} &= (\beta A)_{\text{г}}^{-1} + m(\beta A_{\text{ж}})^{-1}, \end{aligned} \qquad (4.143)$$

$$(KA)_t^{-1} = [\rho_{\text{г}} c_{p\,\text{г}} (\alpha A)_{\text{г}}]^{-1} + [\rho_{\text{ж}} c_{p\,\text{ж}} (\alpha A)_{\text{ж}}]^{-1}, \qquad (4.144)$$

где коэффициенты массопередачи имеют размерность м^3/с, а коэффициент теплопередачи – Вт/К, т.е. размерность произведения коэффициентов переноса на площадь межфазной поверхности.

Используя выражения (7.1.38)–(7.1.41) уравнения для объемных коэффициентов, получат вид (1/с)

$$\beta a = \frac{(\beta A)}{V_{\text{сл}}}; \quad \alpha a = \frac{(\alpha A)}{V_{\text{с л}}}, \qquad (4.145)$$

где $V_{\text{сл}}$ – объем двухфазного слоя или жидкой фазы на тарелке, м^3.

При экспериментальном исследовании и обобщении полученных результатов по массоотдаче на барботажных тарелках некоторые авторы относят коэффициенты к рабочей площади тарелки. Поэтому для сравнения с этими данными запишем (м/с)

$$\beta_f = \frac{(\beta A)}{S_{\text{тар}}}, \qquad (4.146)$$

где $S_{\text{тар}}$ – рабочая площадь тарелки, м^2.

Преимуществом выражений (4.137), (4.138), (4.143) и (4.144) является возможность выполнять вычисления произведений коэффициентов переноса на площадь межфазной поверхности, необходимых для дальнейшего расчета эффективности (КПД) контактных устройств с использованием различных моделей структуры потоков или численного решения системы дифференциальных уравнений переноса (глава 1).

Литература к четвертой главе

1. **Витков Г.А.** Гидравлическое сопротивление и тепломассообмен / Г.А. Витков, Л.П. Холпанов, С.Н. Шерстнев. – М.: Наука, 1994.
2. **Гортышов Ю.Ф**. Теплогидравлический расчет и проектирование оборудования с интенсифицированным теплообменом / Ю.Ф. Гортышов, В.В. Олимпиев, Б.Е. Байгалиев. – Казань: Изд-во Казан. гос. техн. ун-та, 2004.
3. **Данилов Ю.И.** Теплообмен и гидродинамика в каналах сложной формы / Ю.И. Данилов, Б.В. Дзюбенко, Г.А. Дрейцер, В.А. Ашмантас. – Л. – М.: Машиностроение, 1986.
4. **Дзюбенко Б.В.** Интенсификация тепло-и массообмена в энергетике / Б.В. Дзюбенко, Ю.А. Кузма-Кичта, А.М. Кутепов и др. – М.: ФГУП «ЦНИИАТОМ-ИНФОРМ», 2003.
5. **Лаптев А.Г.** Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике: Пособие к расчету аппаратов / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Изд-во Казанск. гос. ун-та, 2008.
6. **Калинин Э.К.** Интенсификация теплообмена в каналах / Э.К. Калинин, Г.А. Дрейцер, С.А. Ярхо. – М.: Машиностроение, 1990.
7. **Кутателадзе С.С.** Теплопередача и гидродинамическое сопротивление: Справочное пособие / С.С. Кутателадзе. – М.: Энергоатомиздат, 1990.
8. **Назмеев Ю.Г.** Теплообменные аппараты ТЭС: – Учеб. пособие для вузов / Ю.Г. Назмеев, В.М. Лавыгин. – М.: Изд–во МЭИ, 2002.

9. **Петухов Б.С.** Теплообмен в ядерных энергетических установках / Б.С. Петухов, Л.Г. Генин, С.А. Ковалев. – М.: Энергоатомиздат, 1986.

10. **Приходько В.П.** Аппараты с вихревыми контактными устройствами: конструкции, расчет, применение / В.П. Приходько, В.Н. Сафонов, Е.В. Козловский. – М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1990.

11. **Стырикович М.А.** Тепломассообмен и гидродинамика в двухфазных потоках атомных электрических станций / М.А. Стырикович, В.С. Паолонский, Г.В. Циклаури. – М.: Наука, 1982.

12. **Субботин В.И.** Гидродинамика и теплообмен в атомных энергетических установках / В.И. Субботин, М.Х. Ибрагимов, П.А. Ушаков и др. – М.: Энергоатомиздат, 1984.

13. **Халатов А.А.** Теория и практика закрученных потоков / А.А. Халатов. – Киев: Наукова Думка, 1989.

14. **Щукин В.К.** Теплообмен и гидродинамика внутренних потоков в полях массовых сил. – 2-е изд. / В.К. Щукин. – М.: Машиностроение, 1980.

15. **Щукин В.К.** Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах / В.К. Щукин, А.А. Халатов. – М.: Машиностроение, 1982.

16. **Калинин Э.К.** Эффективные поверхности теплообмена. / Э.К. Калинин, Г.А. Дрейцер, И.З. Копп и др. – М.: Энергоатомиздат, 1998.

17. **Мигай В.К.** Повышение эффективности современных теплообменников. / В.К. Мигай. – Л.: Энергия, 1980.

18. **Леонтьев А.И.** Влияние интенсификаторов теплообмена на теплогидравлические свойства каналов. / А.И. Леонтьев, В.В. Олимпиев. // Теплофизика высоких температур, 2007. Т. 45. № 6. – С. 925–939.

19. **Рабинович Г.Г.** Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник. – 3-е изд., перераб. и доп. / Г.Г. Рабинович, П.М. Рябых, П.А. Хохряков и др.; под ред. Е.Н. Судакова. – М.: Химия, 1979.

20. **Александров И.А.** Ректификационные и абсорбционные аппараты / И.А. Александров. – М.: Химия, 1978.

21. **Стабников В.Н.** Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В.Н. Стабников. – Киев: Техника, 1970.

22. **Аэров М.Э.** Аппараты со стационарным зернистым слоем / М.Э. Аэров, О.М. Тодес, Д.А. Наринский. – Л.: Химия, 1979.

23. **Соколов В.Н.** Газожидкостные реакторы / В.Н. Соколов, И.В. Доманский. – Л.: Машиностроение, 1976.

24. **Алексеенко С.В.** Волновое течение пленок жидкости / С.В. Алексеенко, В.Е. Накоряков, Б.Г. Покусаев. – Новосибирск: Наука, 1992.

25. **Бояджиев Х.** Массоперенос в движущихся пленках жидкости / Х. Бояджиев, В. Бешков. – М.: Мир, 1988.

26. **Воронцов Е.Г.** Теплообмен в жидкостных пленках / Е.Г. Воронцов, Ю.М. Тананайко. – Киев: Техника, 1972.

27. **Кутателадзе С.С.** Гидравлика газожидкостных систем / С.С. Кутателадзе, М.А. Стырикович. – М.: Энергия, 1976.

28. **Холпанов Л.П.** Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела / Л.П. Холпанов, В.Я. Шкадов. – М.: Наука, 1990.

29. **Олевский В.М.** Пленочная тепло- и массообменная аппаратура / Под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1988.

30. **Войнов Н.А.** Расчет гидродинамических, тепло- и массообменных параметров в аппаратах со стекающей пленкой / Н.А. Войнов, Е.В. Сугак, В.Н. Щербаков. – Красноярск: КГТА, 1996.

31. **Войнов Н.А.** Пленочные биореакторы / Н.А. Войнов, Е.В. Сугак, Н.А. Николаев и др. – Красноярск: БОРГЕС, 2001.

32. **Войнов Н.А.** Тепломассообменные аппараты со стекающей пленкой: Учеб. пособие / Н.А. Войнов, Н.А. Николаев – Казань: КГТУ, 1997.

33. **Давлетшин Ф.М.** Интенсификация теплообмена при дисперсно-кольцевом течении газожидкостного потока в каналах / Ф.М. Давлетшин, А.А. Овчинников, Н.А. Николаев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2001.

34. **Задорский В.М.** Интенсификация газожидкостных процессов химической технологии / В.М. Задорский. – Киев: Техніка, 1979.

35. **Кулов Н.Н.** Гидродинамика и массообмен в нисходящих двухфазных пленочно-дисперсных потоках: Дис. ... д-ра техн. наук / Н.Н. Кулов. – М.: ИОНХ, 1984.

36. **Лаптев А.Г.** Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов / А.Г. Лаптев. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007.

37. **Овчинников А.А.** Основы гидромеханики двухфазных сред: Учеб. пособие / А.А. Овчинников, Н.А. Николаев. – Казань: КГТУ, 1998.

38. **Рамм В.М.** Абсорбция газов. – 2-е изд. / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976.

39. **Ульянов Б.А.** Поверхность контакта фаз и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах / Б.А. Ульянов. – Иркутск: Изд-во Иркут. ун-та, 1982.

40. **Родионов А.И.** Исследование кинетики массообмена в жидкой фазе на клапанных тарелках / А.И. Родионов, Л.Н. Петушинский, Л.М. Семенихин // ТОХТ. – 1974. – Т. 8, № 4. – С. 502–506.

41. **Cho J.S.** Determination of liquid – side and gas – side volume tric mass transfer coefficients in a bubble column / J. Cho S., N. Wakao // J. Chem. Eng. Jap. – 1988. – V. 21, №. 6. – P. 576–588.

42. **Соломаха Г.П.** Массоперенос в газовой(паровой) фазе на барботажных тарелках / Г.П. Соломаха // Труды МИХМ. – 1975. – Вып. 61. – С. 33–40.

43. **Соломаха Г.П.** Уравнение массоотдачи в газовой фазе на колпачковых тарелках / Г.П. Соломаха // ТОХТ. – 1970. – Т. 4, № 2. – С. 181–190.

44. **Плановский А.Н.** Влияние гидравлических параметров на массоотдачу в жидкой фазе / А.Н. Плановский, Г.П. Соломаха, Л.Н. Филатов // Изв. вузов. Нефть–газ. – 1969. – № 6. – С. 65–71.

45. **Гельперин Н.И.** О распространенной методике обобщения экспериментальных данных по тепло- и массообмену / Н.И. Гельперин, В.Г. Айнштейн // Химическая промышленноть. – 1966. – № 1. – С. 44–50.

46. **Соломаха Г.П.** Массоперенос в газовой (паровой) фазе на барботажных тарелках / Г.П. Соломаха // Труды МИХМ. Массообменные процессы и аппараты хим. технологии – М. – 1975. – Вып. 61. – С. 33–40.

47. **Cho Y.G.** Hwahakgwa hwanakgo nhak / Y.G. Cho, Y.M. O // Chem. and Chem. Eng. – 1992. – №. 4. – С. 42–46.

48. **Розен А.М.** Проблемы теории массопередачи / А.М. Розен, В.С. Крылов // Химическая промышленность. – 1966. – № 1. – С. 51–57.

49. **Лаптев А. Г.** Модели тепломассообмена в многофазных средах и расчет промышленных аппаратов. / А. Г. Лаптев. // Вестник Казанского гос. энерг. ун-та. – 2009. – № 3. – С. 14–21.

50. **Дьяконов С. Г.** Моделирование массотеплопереноса в промышленных аппаратах на основе исследования лабораторного макета / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев // ТОХТ. – 1993. – Т. 27, № 1. – С. 4–18.

51. **Дьяконов С. Г.** Теоретические методы описания массо- и теплоотдачи в газо(паро) жидкостных средах на контактных устройствах / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев // Изв. вузов «Химия и хим. технология». – 1991. – Т. 34, Вып. 8. – С. 3–13.

52. **Дьяконов С. Г.** Модель массоотдачи в барботажном слое на основе концепции активного (входного) участка / С. Г. Дьяконов, В. И. Елизаров, А. Г. Лаптев // ТОХТ. – 1991. – Т. 25, № 6. – С. 783–795.

53. **Лаптев А.Г.** Массообмен в барботажном слое и описание структуры потоков на контактных устройствах методом сопряженного физического и математического моделирования: Дис. ... канд. техн. наук / А.Г. Лаптев. – Казань: КГТУ (КХТИ), 1988.

54. **Дьяконов С.Г.** Определение объемных коэффициентов массоотдачи на прямоточных клапанных тарелках по математической модели / С.Г. Дьяконов, А.Г. Лаптев, В.А. Данилов // Химическая промышленность. – 1991. – № 8. – С. 499–501.

55. **Лаптев А.Г.** Математическое моделирование теплоотдачи при турбулентном обтекании пучка труб / А.Г. Лаптев, С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров // Теплоэнергетика. – 1992. – № 12. – С. 34–38.

56. **Лаптев А.Г.** Гидродинамическая аналогия процессов переноса при турбулентном движении одно- и двухфазных потоков на твердой стенке / А.Г. Лаптев, В.И. Елизаров, С.Г. Дьяконов // Тепло- и массообмен в хим.технол.: межвуз. сб. науч. тр. – Казань: КХТИ. – 1990. – С. 64–73.

57. **Лаптев А.Г.** Математическое моделирование процессов массо- и теплоотдачи в газовой фазе насадочных колонн / А.Г. Лаптев, С.Г. Дьяконов // Химическая промышленность. – 1993. – № 6. – С. 48–51.

58. **Лаптев А.Г.** Математическое моделирование теплоотдачи в закрученных турбулентных потоках / А.Г. Лаптев, В.И. Елизаров, С.Г. Дьяконов // Тепло- и массообмен в хим. технол.: межвуз. сб. науч. тр. – Казань: КХТИ. – 1991. – С. 25–30.

59. **Дьяконов С.Г.** Кинетика массопередачи на колпачковых тарелках с учетом неравномерности распределения фаз в барботажном слое / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Химическое и нефтяное машиностроение. – 1993. – № 9. – С. 5–8.

60. **Лаптев А.Г.** Определение объемных коэффициентов массоотдачи в газо(паро)жидкостном слое на промышленных контактных устройствах при масштабном переходе (ситчатые и струйные тарелки) / А.Г. Лаптев, В.И. Елизаров, С.Г. Дьяконов // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 1991. – Т. 34, № 6. – С. 97–101.

61. **Елизаров В.И.** Математическое моделирование объемных коэффициентов массоотдачи на контактных устройствах с учетом неравномерности распределения фаз в газо(паро)жидкостном слое / В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев // Массообменные процессы и аппараты хим.

технологии: межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, КХТИ. – 1990. – С. 4–8.

62. **Лаптев А.Г.** Аналогия переноса импульса, массы и теплоты в насадочных элементах градирен / А.Г. Лаптев, М.В. Саитбаталов // Известия вузов. Проблемы энергетики. – 2009. – № 1–2. – С. 140–144.

63. **Лаптев А.Г.** Математическое моделирование теплоотдачи при поперечном обтекании пучков труб / А.Г. Лаптев, Р.Н. Ахметов // Известия вузов. Проблемы энергетики. – 2009. – № 3–4. – С. 141–145.

64. **Гаврилов А.С.** Математическое моделирование теплоотдачи от газожидкостного потока к стенке / А.С. Гаврилов, А.Г. Лаптев // Известия вузов. Проблемы энергетики. – 2009. – № 9–10. – С. 20–25.

65. **Лаптев А.Г.** Моделирование элементарных актов переноса в двухфазных средах и определение эффективности массо- и теплообмена в промышленных аппаратах: Дис. ... д-ра техн. наук / А.Г. Лаптев. – Казань: КГТУ (КХТИ), 1995.

66. **Лаптев А.Г.** Математическая модель процесса испарительного охлаждения воды в вентиляторной градирне. / А.Г. Лаптев, В.А. Данилов, И.А. Ведьгаева // Известия вузов. Проблемы энергетики. – 2001. – № 11–12. – С. 113–121.

67. **Лаптев А.Г.** Модификация гидродинамической аналогии для интенсифицированного теплообмена / А.Г. Лаптев, Т.С. Бажиров, Р.Н. Ахметов // Современные проблемы науки и образования. – 2010. – №4. – С. 114-121.

ЧАСТЬ II. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ И МОДЕРНИЗАЦИЯ АППАРАТОВ

ГЛАВА 5

СПОСОБЫ ПОВЫШЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ И СНИЖЕНИЯ ЭНЕРГОЗАТРАТ

Энерго- и ресурсосбережение является одним из приоритетных направлений в развитии многих отраслей промышленности. Рассмотренные ниже основные принципы и примеры повышения эффективности и энергосбережения при проведении процессов ректификации и сорбции показывают, что промышленные установки имеют значительные резервы как по повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости единицы продукции.

5.1. Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения

Как известно, в структуре себестоимости химической и нефтехимической продукции удельный вес сырья и материалов состовляет около 40 %, а энергоресурсов около 20 %. Следует отметить, что на аналогичные производства энергопотребление в России превышает зарубежные на 20–60 %. Научный подход к проблеме энерго- и ресурсосбережения приводит к рассмотрению задачи на различных иерархических уровнях, которые классифицируются следующим образом: [1]:

1) наномасштаб (молекулы);
2) микромасштаб (частицы, капли, пузыри);
3) мезомасштаб (основные процессы и аппараты);
4) макромасштаб (агрегат, установка, завод);
5) мегамасштаб (рынок, окружающая среда).

В данной главе рассматриваются задачи, связанные со вторым, третьим и четвертым уровнями.

Как известно, термодинамический анализ широко и плодотворно применяется для оценки энергетической эффективности технологических процессов. К настоящему времени разработана методика термодинамического анализа и, в частности, наиболее современного его

варианта – эксергетического анализа (Дж. Гиббс, Ж. Гюи, А. Стодол, Ф. Бошнякович и другие исследователи). Наиболее последовательно этот метод развивается в работах В.М. Бродянского (Россия), Я. Шаргута (Польша) и В. Фратчера (Германия).

Существуют четыре группы способов уменьшения энергетических затрат:

1) увеличение поверхностей контакта фаз в аппаратах, времени протекания реакции, применение более активных катализаторов и т. п. Все эти способы позволяют приблизиться к равновесию при выходе из аппарата, но часто являются очень дорогостоящими и не всегда дают возможность снизить энергозатраты;

2) изменение технологического режима, оптимизация существующих производств, что не связано с изменением технологической схемы;

3) поиск новых, более совершенных технологических схем, возможно, включающих подсистемы рекуперации вторичных энергоресурсов. Идеальным вариантом организации производства является энергообеспечение за счет экзотермических процессов;

4) применение совмещенных процессов, которые позволяют сократить не только энергетические, но и капитальные затраты.

Энергетическая эффективность производства определяется тем, насколько полно используется подаваемая извне и производимая внутри энергия, т. е. насколько низки потери энергии.

Энергетические потери принято разделять на две группы с точки зрения их распределения:

- внешние, связанные с условиями взаимодействия системы с окружающей средой;

- внутренние, связанные с необратимостью любых реальных процессов, протекающих внутри системы.

Значения внешних и внутренних потерь вычисляют на основании первого и второго начала термодинамики, соответственно.

К внешним потерям относят потери через тепловую изоляцию; с продуктами, энергия которых не используется внутри системы, например с дистиллятом и кубовым остатком ректификационной колонны, охлаждающей водой и т. д.

Потери за счет необратимости протекания процессов проявляются вследствие конечных разностей температур и концентраций при массо- и теплообмене, смешения неравновесных потоков, гидравлического сопротивления и т. д. Снижение внутренних потерь путем уменьшения термодинамической необратимости процессов связано с уменьшением их

движущей силы, а следовательно, с ухудшением их технологических показателей (снижение выхода полезного продукта при химической реакции, степени извлечения компонента при его выделении из смеси и тому подобное). Это противоречие является основой для термодинамической оптимизации, цель которой сводится к минимизации энергозатрат. Основу такой оптимизации составляет энергетический метод, поскольку он позволяет выразить в одинаковых единицах (через эксергию) энергетическую ценность потоков энергии и вещества и учесть не только их количество, но и «качество». Под качеством потока понимается следующее [2, 3]. «Высокопотенциальное» тепло в ходе любого процесса неизбежно превращается в «низкопотенциальное», т. е. его температура снижается. Поэтому «низкопотенциальное» тепло всегда имеется в избытке, и приходится искать способы его рационального использования. Проблема состоит не просто в экономии энергии, а «высокопотенциальной» энергии, т. е. в сохранении ее качества.

Основными процессами разделения жидких, газовых и паровых смесей являются ректификация, абсорбция и экстракция. Причем, по энергозатратам процесс ректификации значительно превосходит все остальные процессы. Так, например: на ректификацию расходуется до 30 % всех энергозатрат НПЗ, в США на ректификацию расходуется более 3 % всей произведенной энергии.

Наши расчеты показывают, что в среднем потребление греющего пара на одну атмосферную колонну диаметром 1,4 м ~ 1,5 т/ч, что составляет сумму более 110 тыс. евро в год.

При увеличении диаметра колонны в два раза потребление энергии (греющего пара) повышается в четыре раза. В настоящее время на предприятиях химической, нефтехимической и газовой отраслей промышленности встречаются колонны диаметром более 5–6 м. Снижение энергозатрат только на 10 % даст экономический эффект несколько сотен тысяч евро в год только на одной установке разделения.

Основными источниками энергосбережения при ректификации являются: снижение флегмового числа за счет повышения КПД колонны, использование тепла паров верха колонны, использование комплексов со связанными тепловыми потоками (минимизация энергозатрат), совмещенные (с абсорбцией, экстракцией и химической реакцией) процессы, рекуперация тепла и холода, снижение гидравлического сопротивления колонн, изменение последовательности разделения, применение АСУТП.

Рассмотрим основные пути снижения энергозатрат процессов разделения смесей при проведении процессов ректификации [4, 5]:

1. Минимальная реконструкция контактных устройств (КУ) в ряде случаев может снизить энергозатраты на 5–10 %. В качестве минимальной реконструкции массообменных тарелок можно отметить следующие изменения и дополнения в конструкциях:

1) улучшение структуры потоков за счет секционирования;
2) изменение формы и высоты перегородок;
3) установка отбойников;
4) организация второй зоны контакта фаз;
5) оптимизация свободного сечения КУ.

Эти мероприятия улучшают гидродинамическую обстановку на контактных устройствах и, как следствие, повышается эффективность разделения, что дает возможность понизить флегмовое число и затраты на греющий пар в кипятильнике колонны.

Минимальная реконструкция характеризуется малыми затратами средств и времени, и может быть выполнена во время планового капитального ремонта установки.

Можно привести пример минимальной модернизации клапанных тарелок на колонне газофракционирующей установки (ГФУ) Тобольского нефтехимкомбината, которая без капитальных затрат позволила повысить производительность на 18–20 % [6]. Модернизация заключалась в том, что последние ряды клапанов у сливных перегородок смонтированы в перевернутом состоянии. Это обеспечило дополнительный переток жидкости с тарелки на тарелку и вторую зону контакта фаз.

2. Оптимизация режимов работы может дать снижение энергозатрат до 10–30 %. Такими мероприятиями являются:

1) оптимизация флегмового числа в зависимости от расхода и состава питания;

2) оптимизация давления, при котором проводится процесс разделения;

3) для некоторых типов контактных устройств поддерживать нагрузку по сырью, которая обеспечит наивысшую эффективность этих тарелок.

3. Оптимизация технологической схемы особо актуальна при разделении многокомпонентных смесей, когда применяют несколько связанных колонн. Снижение энергозатрат может достигнуть до 20–60 %. При оптимизации обычно решаются следующие задачи:

1) выбор тарелок питания;

2) организация по высоте ректификационной колонны контуров подвода и отвода тепла;

3) ввод питания в виде пара с предыдущей колонны, т. е. организация парциального дефлегматора в ней.

4. Среди одних из дорогостоящих, но эффективных мероприятий является замена КУ на новые (последующая экономия энергоресурсов до 30–50 %):

1) тарелки с двумя зонами контакта фаз (комбинированные);
2) нерегулярные насадки;
3) регулярные (упорядоченные) насадки
4) вихревые КУ;
5) КУ с нестационарным взаимодействием фаз и другие.

Следует отметить, что в последние годы устаревшие барботажные тарелки часто меняются на новые высокоэффективные насадки. Это обеспечивает кроме снижения энергозатрат на единицу продукции существенное повышение производительности массообменных колонн [4 – 8].

5. Очень перспективным является направление совмещения различных процессов в одном аппарате. Например: реакционно-массообменные процессы могут обеспечить снижение используемого тепла до 70–80 % за счет использования тепла химической реакции и т. д.

6. Рекуперация тепла продуктов разделения.

Можно привести пример о влиянии качества теплоносителей на энергосбережение. В производстве этилена на установках газоразделения используются холодильные циклы для создания необходимых температур и давлений теплоносителей. Работа компрессорного оборудования часто вызывает попадание масляной фазы в газовую среду. Образуется масляный аэрозоль (туман). Последующая коагуляция масла на поверхностях теплообменных аппаратов повышает термическое сопротивление стенок и снижает эффективность их работы. Кроме этого для очистки теплообменных поверхностей от масляной пленки несколько раз в год выполняются внеплановые остановы установки газоразделения, что ведет к сокращению выпуска этилена. Сепарация масляного тумана специальным аппаратом позволила исключить остановы и потери продукта, повысить эффективность теплообмена, что дает значительный экономический эффект [5–8].

Еще один пример модернизации колонны на установке газоразделения можно привести по узлу щелочной очистки пирогаза от CO_2 водным раствором щелочи. Замена контактных устройств – колец

Рашига на новую насадку «Инжехим–2000» позволила снизить гидравлическое сопротивление колонны в 3–4 раза и значительно повысить эффективность процесса хемосорбции [4, 8]. Уменьшились энергозатраты на подачу пирогаза, понизился расход щелочи и сократились потери товарного этилена из-за превышения CO_2. Срок окупаемости новой насадки составил 2 месяца.

Приведенные выше примеры показывают, как при относительно небольших затратах на модернизацию оборудования можно достичь высоких экономических показателей.

5.2. Методика эксергетического анализа объектов

В задачах по исследованию степени термодинамического совершенства промышленных объектов используются исходные данные и результаты исследований материальных и энергетических балансов. Балансы эксергии являются основным инструментом для проведения таких исследований.

В [2, 3] отмечается, что термодинамический анализ целесообразно проводить для объектов, для которых характерно наличие двух признаков:

1) в структуре энергобаланса объекта значительную долю имеют процессы превращения энергии, для исследования которых следует применять второе начало термодинамики;

2) функционирование объекта происходит в условиях контакта с равновесной окружающей средой, параметры которой не зависят от данного объекта.

Эти признаки присутствуют при рассмотрении двух видов технических систем – энергетических и технологических.

Механические, электрические и электромеханические системы не являются объектами исследования термодинамического анализа, если в них не играют значительную роль диссипативные процессы. Кроме того, в процессах, в которых передаваемая энергия близка к химической эксергии, дальнейший анализ не может дать сколько-нибудь существенных результатов. К ним, в частности, относятся и процессы горения в высокотемпературных установках.

Таким образом, применение термодинамического анализа необходимо в тех случаях, когда имеет место комбинация энергетических потоков различных типов или существенное влияние имеют тепловые процессы.

Полная эксергия потока состоит из множества компонентов:

химического, теплового, избыточного давления, напряженности электрического поля, напряженности магнитного поля и т.д. В действительности все эти компоненты данного вектора встретиться не могут. Обычно имеет значение лишь один или два компонента. Поэтому на практике при разработке алгоритма проведения анализа эксергетическим методом выделяются определяющие компоненты, и дальнейший расчет опирается только на их значения.

Для анализа термодинамической эффективности энергетических систем и теплотехнологии промышленных производств существенное значение имеют тепловой компонент эксергетического вектора и расходные характеристики.

Порядок проведения эксергетического анализа теплоэнергетической эффективности теплотехнологических процессов нефтехимической промышленности включает в себя ряд этапов [3].

Этап 1. Определяются условия проведения технологического процесса и принимаются параметры, необходимые для построения эксергетических функций: параметры окружающей среды, ограничения и допущения, а также составляется балансовая теплотехнологическая схема анализируемой системы. На схему наносятся все элементы технологической схемы, в которых происходит существенное изменение термодинамических параметров потоков теплоты и вещества.

Выбираются параметры окружающей среды, от которых непосредственно зависят результаты проведения термодинамического анализа. При расчете эксергетических температурных функций это влияние оказывается весьма значительным. Рекомендуется выбирать параметры окружающей среды по их средним значениям за наиболее напряженный период их работы.

Так, для систем теплоснабжения целесообразно в качестве уровня отсчета выбирать параметры наружного воздуха, соответствующие максимально-зимнему режиму. В этом случае при определении термодинамических характеристик объекта на этом уровне необходимо учитывать эксергетические потери, связанные с замерзанием потоков вещества.

Для систем хладоснабжения, осуществляющих передачу теплоты при температурах ниже температуры окружающей среды, напротив, наиболее напряженный период наблюдается летом – в июле месяце. Поскольку в рассматриваемой системе практически все технологические процессы идут в области отрицательных температур, за уровень отсчета эксергии принимается $t_0 = 27\ ^\circ\text{C}$.

Этап 2. Определяются действительные термодинамические параметры рассматриваемых потоков на входе и выходе из элементов (или составляются системы дифференциальных уравнений для анализа эффективности процессов, происходящих в рабочих областях оборудования) на основе построенных материальных и тепловых балансов.

Этап 3. Определяются значения эксергии на входе и выходе элементов, составляется эксергетический баланс, и вычисляются потери эксергии для отдельных элементов и всей системы в целом.

Эксергетический баланс для стационарного процесса, имеет вид

$$\sum_i E_i^{\text{подв}} = \sum_i E_i^{\text{пол}} + \sum_i E_i^{\text{пот}}, \qquad (5.1)$$

где $E_i^{\text{подв}}$ – подведенная к объекту эксергия с *i*-м потоком, кВт; $E_i^{\text{пол}}$ – полезно воспринятая в объекте эксергия *i*-го потока, кВт; $E_i^{\text{пот}}$ – потери эксергии *i*-го потока в ходе проведения технологического процесса в рассматриваемом объекте, кВт.

1. Эксергия однородного вещества определяется из соотношения

$$\Delta_0 e = i - i_0 - T_0(s - s_0), \qquad (5.2)$$

или

$$\Delta_0 e = \int_{T_0}^{T_j} c_{\text{p}} dT + q_j + \int_{T_j}^{T} c_{\text{p}} dT - T_0 \left(\int_{T_0}^{T_j} c_{\text{p}} \frac{dT}{T} + \frac{q_j}{T_j} + \int_{T_j}^{T} c_{\text{p}} \frac{dT}{T} \right) + RT_0 \ln\left(\frac{p}{p_0} \right), \qquad (5.3)$$

где T_0 и p_0 – соответственно температура (К) и давление (Па) окружающей среды, принятые за начало отсчета; i_0 и s_0 – энтальпия и энтропия рабочего вещества, определенная при выбранных параметрах окружающей среды, кДж/кг; T и p – рабочие параметры – температура (К) и давление вещества (Па); i и s – энтальпия и энтропия вещества, определенная при рабочих параметрах, кДж/кг; q_j – скрытая теплота фазового перехода, кДж/кг; T_j – температура фазового перехода, К; c_{p} – средняя теплоемкость рабочего вещества, кДж/(кг·К); R – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К).

2. Если рабочее вещество – смесь, которую можно рассматривать как идеальную, то в этом случае эксергия вещества определяется по

выражению

$$\Delta_0 e_{\text{см}} = e_{\text{ф}}^{\text{см}} + e_0, \tag{5.4}$$

где $e_{\text{ф}}^{\text{см}}$ – физическая (термомеханическая) эксергия смеси, определенная при рабочих параметрах (p, T, $\sum x_i$), кДж/кг; e_0 – нулевая химическая эксергия, кДж/кг; x_i – молярная доля компонентов в смеси.

Нулевая эксергия определяется из условия, что в начале отсчета $p_i = p_0$. Ее значение находится по выражению

$$e_0 = -T_0 \Delta s_{\text{см}} = -RT_0 \cdot \sum \frac{p_i}{p_0} = -RT_0 \cdot \sum x_i \cdot \ln(x_i), \tag{5.5}$$

где p_i – парциальное давление компонента в смеси, Па.

Интегральное выражение эксергии смеси имеет вид

$$\Delta_0 e_{\text{см}} = \int_{T_0}^{T_j} c_{\text{p}}^{\text{см}} dT + q_j^{\text{см}} + \int_{T_j}^{T} c_{\text{p}}^{\text{см}} dT - T_0 \left(\int_{T_0}^{T_j} c_{\text{p}}^{\text{см}} \frac{dT}{T} + \frac{q_j^{\text{см}}}{T_J} + \int_{T_j}^{T} c_j^{\text{см}} \frac{dT}{T} \right) + \frac{RT_0}{M_{\text{см}}} \left(\sum x_i \ln(x_i) + \ln\left(\frac{p}{p_0} \right) \right), \tag{5.6}$$

где $c_{\text{p}}^{\text{см}}$ – теплоемкость смеси, кДж/(кг·К); $M_{\text{см}}$ – молекулярная масса смеси.

3. Эксергия теплового потока рассчитывается с помощью соотношения

$$E_q = \tau_e \cdot Q = \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) \cdot Q, \tag{5.7}$$

где $\tau_e = 1 - \frac{T_0}{T}$ – эксергетическая температурная функция, определяющая ценность содержащейся в потоке теплоты.

4. Изменение эксергии при осуществлении химических превращений в элементах системы определяется по разности значений термомеханической эксергии на входе и выходе элемента за вычетом

потерь эксергии, связанных с наружным охлаждением ограждающих конструкций через изоляцию, падением давления в элементе и пр.

Этап 4. Оценивается степень совершенства теплотехнологических процессов. Для этого может использоваться эксергетический КПД, определяемый для каждого элемента и системы в целом с помощью соотношения

$$\eta_e = \frac{\sum E_i^{\text{пол}}}{\sum E_i^{\text{подв}}} = \frac{\sum E_i^{\text{подв}} - \sum E_i^{\text{пот}}}{\sum E_i^{\text{подв}}}. \qquad (5.8)$$

С целью наглядного изображения энергетических и эксергетических балансов установки составляются диаграммы потоков энергии и эксергии. На этих диаграммах отдельные элементы установки соединяются изображениями потоков, ширина полос которых соответствует значениями энергии и эксергии.

Этап 5. Анализ полученных результатов.

Эксергетический метод анализа позволяет оценить степень использования энергии, ее потери, а также получить распределение этих потерь по отдельным аппаратам производства, т. е. выявить наименее эффективные из них [3].

5.3. Модернизация массообменных колонн

Модернизация массообменных колонн может выполняться как путем минимальной реконструкции контактных устройств, так и полной их заменой на новые более эффективные. Модернизация иногда выполняется совместно с изменением технологической схемы разделения [4]. Ниже рассмотрены некоторые способы модернизации колонных аппаратов и схем разделения.

Конструирование и изготовление ректификационной колонн с регулярной насадкой представлено в работе [9].

Разработана новая конструкция насадочной колонны [10], состоящей из 3 цилиндрических зон с общей осью. Внешняя зона является полым пространством со сплошными горизонтальными перегородками. Внутренняя зона также представляет собой полое пространство со сплошными поперечными перегородками. По высоте перегородки внешней зоны не совпадают с перегородками внутренней зоны. Промежуточная зона заполнена насадкой, по которой стекает жидкость.

Газовая фаза поднимается и вследствие несовпадения высоты перегородок внешней и внутренней зоны поток газа периодически переходит из внутренней зоны во внешнюю зону и наоборот, пересекая в поперечном направлении поток жидкости. Перепад давления значительно ниже, чем в традиционных насадочных колоннах.

В работе [11] рассмотрены пути повышения производительности и четкости разделения в ректификационной колонне (РК) за счет замены существующих клапанных тарелок на эффективную насадку. Разработана технология производства изобутановой фракции на существующем оборудовании Сургутского ЗСК.

Представленная в [12] ректификационная колонна, корпус которой монтируется из блоков, в которых расположены клапанные тарелки, позволяет перерабатывать газовый конденсат, промышленные отходы, товарный бензин, осветительный керосин, дизельное топливо, котельно-печное топливо.

Устройство для разделения бинарных жидких смесей методом ректификации, содержащее колонну с кубом-нагревателем и тарелками колпачкового типа, дефлегматором и конденсатором с торцевыми досками, систему трубопроводов для подачи жидкой и паровой фаз, отличается тем, что колонна имеет квадратное сечение и вертикальный разъем по всей высоте, тарелки выполнены съемными, наружная поверхность пароподводящих патрубков тарелок выполнена оребренной и сопряжена с внутренней поверхностью колпачков, на торцах которых установлены герметично соединенные с ними плоские юбки, теплообменные элементы конденсатора выполнены в виде приваренных к торцевым доскам полых трехслойных элементов с промежуточной связью в виде двутавровых стержней [13].

Рекомендации по совершенствованию схем ректификации описаны в работе [14].

Технические решения по замене тарелок и устаревших насадок в вакуумных колоннах установок АВТ рассмотрены в статье [15]. Цель реконструкции состояла в увеличении отбора и улучшении качества масляных дистиллятов. В вакуумной колонне использовались комбинация насадок КЭДР и ВАКУПАК. Показано, что реконструкция обеспечила заданные показатели разделения.

В работе [16] рассматривается вариант модернизации вакуумной ректификации колонны разделения водно-гликолевого раствора. Модернизация заключается в замене ситчатых тарелок на регулярную рулонную насадку, обладающую низким гидравлическим сопротивлением

и высокой удельной поверхностью. Опытно-промышленные испытания установки после модернизации показали хорошие результаты по качеству разделения смеси, что позволяют получить этиленгликоль не ниже первого сорта и исключить необходимость очистки воды.

Описание устройства для фракционного разделения жидких смесей представлено в работе [17]. Изобретение относится к аппаратам для вакуумной перегонки жидкости в заводских или лабораторных условиях. Устройство для фракционного разделения жидких смесей содержит испаритель, систему подачи разделяемой жидкой смеси, системы удаления пара и кубового остатка. Новым в устройстве является исполнение испарителя в виде полого корпуса, в полости которого размещены 2 двухоболочковых тора, перемещаемых посредством гибких тел пропущенных сквозь сердцевины торов друг к другу. При этом пространство между торовыми оболочками разделено кольцевой перегородкой, образуя 2 полости, которые заполнены газообразной средой под разным давлением, а полость внутреннего тора заполнена жидкостью, а системы функционирования испарителя подачи жидкости по торцам корпуса.

Расчетным методом исследована эффективность сложных ректификационных колонн, получаемых соединением двухсекционных колонн промежуточной тепло- и массообменной секцией, позволяющей исключить применение кипятильника одной колонны за счет использования тепла, отводимой в конденсаторе другой [18].

В работе [19] представлена модернизация блока стабилизации установки АВТ–2. Показано, что на существующий технологической установке АВТ–2 применяется РК с ситчатыми тарелками, которые характеризуются тем, что у них низкая эффективность разделения компонентов при высокой пропускной способности. В связи с необходимостью дальнейшего углубления процессов переработки нефти и нефтепродуктов было предложено использовать взамен существующих тарелок однопоточные клапанные тарелки АТК 26–02–1–89, выполненные из нержавеющей стали. Эти тарелки характеризуются высокой эффективностью порядка 80–90 %. Проведенные технико-экономические расчеты показали, что в случае применения в РК стабилизации бензина однопоточных клапанных тарелок ожидаемый экономический эффект составил около 200 млн рублей.

Стабилизация работы индетермического реактора непрерывного действия с мешалкой и моделирование с использованием нелинейного

управляющего устройства с одним переменным рассматривается в работе [20].

Стабилизация дистилляционных колон в неустойчивом режиме описана в работе [21], где отмечены особенности работы дистилляционных колонн при гомогенной азеотропной дистилляции, в частности существование множественного устойчивого режима в колоннах с бесконечно большим числом тарелок и флегмовом числом. Экспериментально исследована азеотропная дистилляция смеси, содержащей (массовые доли): метанола 0,66, метилового эфира масляной кислоты 0,66 и толуола – 0,28. В стеклянной колонне диаметром 100 мм, высотой 7 м с 40 колпачковыми тарелками смесь вводилась на 21-ю тарелку давлением, равным атмосферному. Использована система автоматического контроля. Установлено существование 3-х устойчивых режимов (ранее для этой смеси отмечались 2 устойчивых режима), которые фиксировались по распространению температурного фронта по высоте колонны. Результаты теоретического анализа хорошо согласованы с опытными данными.

Стабилизация качества нижнего продукта по параметрам горячей структуры рассмотрена в работе [22]. Предложены алгоритмы стабилизации качества нижнего продукта РК:

а) по измеренному перепаду давления на трубчатом змеевике нагрева печи с учетом массового расхода и плотности нижнего продукта рассчитывается доля отгона в конце участка испарения;

б) по заданным показателям качества нижнего продукта выбирается пересчитанная на рабочее давление желаемая кривая его фракционного состава и полей, в соответствии с полученной долей отгона определяется температура, которую должна иметь горячая структура;

в) измеряется текущая температура горячей структуры, в случае расхождения рассчитанной и измеренной температуры изменяется расход топлива в печь в сторону выравнивания указанных температур.

Более подробно технические решения по модернизации колонных аппаратов рассмотрены в следующих главах монографии.

5.4. Способы и оптимизация процессов разделения веществ

Современные производства на предприятиях нефтехимии представляют собой сложную систему взаимосвязанных аппаратов. Оптимизация конструкции и режима работы отдельных аппаратов без учета их связей с остальными аппаратами может привести к

неоптимальной работе всей химико-технологической системы (ХТС). Отсюда возникает задача оптимизации всей системы в целом, в которой учитывается взаимное влияние аппаратов. Для этого необходима математическая модель ХТС, критерий оптимизации и ограничения на переменные [23-25].

Ниже представлен обзор работ по некоторым направлениям по оптимизации процессов разделения.

В работе [26] предложен способ разделения смеси жидкостей ректификацией, отличающийся от известных тем, что образование флегмы из пара производят путем фракционирования конденсации последовательно в нескольких дефлегматорах (или секциях), причем флегму из последнего дефлегматора подают на орошение сверху колонны, а из каждого предыдущего на более нижележащую часть колонны.

В обзоре [27] проанализирована информация, относящаяся к процессам ректификации. На примере четырехкомпонентной смеси показан простой способ расчета диаграмм равновесия системы жидкость – пар. Показана возможность использования сложных диаграмм ректификации смеси из четырех компонентов для предсказывания состава конечных продуктов. Достаточно много внимания уделено процессам кипения азеотропных и обычных смесей при ректификации. Обобщены данные и показаны основные пути усовершенствования ректификации, совмещенной с химической реакцией. Довольно полно освещены вопросы распределения тепловой энергии процессов и наиболее эффективные способы проектирования, дающие сведения об устройстве всей технологической схемы и ее отдельных узлов.

В [28] представлен простой способ получение чистых продуктов путем периодической ректификации, который предназначен для разделения двухкомпонентной смеси и осуществляется в обычной РК, в схему которой добавлен холодильник для отвода паров и возврата конденсата в колонну. Холодильник расположен в средней части колонны. При этом существенно упрощается регулирование процессом при полном орошении и кипении. Преимущество способа продемонстрировано примерами.

В [29] предложена универсальная стартовая стратегия пуска РК, позволяющая получить всю совокупность стационарных состояний. С численными методами изучено разбиение пространства концентрации загружаемых в колонну смесей на области, соответствующие достижению каждого из возможных стационарных состояний.

Запатентован способ [30] разделения углеводородного сырья, включающий подогрев углеводородного сырья, его подачу в отбойную секцию РК для отделения остаточной сложной фракции, разделение бензиновой и дизельной фракции в укрепляющей секции РК, отпарку дизельной фракции в кубовой части отпарной секции РК и вывод тяжелой остаточной, бензиновой и дизельной фракции из РК. Способ отличается тем, что углеводородное сырье в РК подают одним потоком, а тяжелую остаточную фракцию перед выводом из РК подают из отбойной секции на размещенный в кубовой части РК испаритель, при этом температуру испарителя поддерживают уровнем тяжелой остаточной фракци.

Проведен анализ некоторой возможной экономии энергетических затрат в процессах ректификации [31]. Интерес для практического использования может представить многоканальная ректификация. Сравниваются применительно к разделению азеотропной смеси одноколонный и двухколонный ректификационные агрегаты.

В последнее время возрос интерес к процессам периодической ректификации, так как она широко применяется в производстве «тонких химикатов». Приведено [32] программное обеспечение широкого спектра назначения, которое может быть применено как для машинного моделирования РК, так и для интерактивного управления. Пакет программ численного интегрирования обыкновенных жестких дифференциальных уравнений и расчета фазового равновесия в системе пар – жидкость основан на точной модели РК.

Изложена методика технологического моделирования процессов ректификации в насадочных колоннах в лабораторных условиях с определением влияния основных факторов процесса (число теоретических ступеней, величина потерей напора, содержание жидкости в насадке, газов и жидкостная нагрузка) на производительность колонны с учетом явлении захлебывания и подвисания с получением исходных данных для расчета производительных установок [33].

Автоматическое управление процессом ректификации [34] осуществляется путем изменения расхода орошения РК в зависимости от значения температуры верхней части колонны, рассчитанной по текущему значению P верхней части колонны в соответствии с представленной в аналитическом виде зависимостью температуры кипения и скорректированной в зависимости от отношении текущих значении расхода паров, выводимых с верха колонки, и расхода внутреннего орошения, определяемого в месте ввода внешнего устройства.

В [35] рассмотрен способ ректификации разнокипящих жидкостей.

Предлагается способ и конструкция тарелок в РК [36], исключающая взаимодействие жидкости и газов, образование с промежуточными элементами тарелок спеков, скоплении, загрязнении, закупорок и т д. Контактные тарелки в предлагаемой конструкции состоят из приваренных и несущих элементов тарелки и к стенкам колонны опорных специальных элементов, на которых укрепляются дырчатые плиты тарелки. Между плитами и опорными элементами и между последовательными и круговыми опорными кольцами образуется регулирующий зазор, величина которого устанавливается в зависимости от диаметра колонки.

В работе [37] разработана оптимальная по минимуму потребления энергии стратегия MEBAD работы системы ректификации количества периодического действия по тепловым потокам при полной флегме. Регулирование оптимальных колонн для бинарной ректификации показало, что наибольший эффект в колонне, работающей при полной флегме, достигается при динамической оптимизации удерживающей способности кипятильника. Оптимальная удерживающая способность элементов колонн позволяет еще более повысить эффективность их работы, приблизив ее к эффективной работе колонн непрерывного действия.

В [38] изложена стратегия организации циклической работы РК периодического действия при периодическом загруженном и разгруженном дефлегматоре, в соответствии с которой достигается максимально возможное разделение смеси в колонне при минимальной необходимости управления технологическим процессом, достаточно низкой чувствительности к возмущениям и, следовательно, – стабильности технологического режима. С целью достижения оптимальной стратегии рассмотрены различные структуры системы РК и найдено минимальное время работы при заданных условиях разделения смеси. Экспериментальная предложенная стратегия проверена на лабораторной колонне с 8-и ситчатыми тарелками.

Рассмотрена проблема формирования ММ (математической модели) с целью оптимизации колонн периодического действия для многокомпонентной ректификации проектной постановки. В качестве критерия оптимальности приняты приведенные затраты, в качестве оптимизируемых переменных – конструкционные параметры колонн и режимные параметры процесса ректификации. Рассматривается некоторая гиперструктура РК, которая включает все возможные числа тарелок между их верхней и нижней границами. ММ имеет вид задачи частично целочисленного линейного программирования в динамическом варианте,

которая решается комбинированным методом внешней аппроксимации. В примере рассмотрена система, состоящая из двух последовательно соединенных колонн [39].

После постановки задачи оптимального рецикла остаточной фракции после ректификации многокомпонентной смеси и ее решения с применением процедуры нелинейного программирования данный подход применяли для оптимизации всей компании смесей различного состава с рециклом или без рецикла остаточной фракции. Представлены сравнительные результаты решения задач [40].

Способы повышения эффективности работы установок первичной переработки нефти рассмотрены в статье журнала [41]. Эффективность работы установок первичной переработки нефти является одним из ключевых факторов в целях повышения прибыльности нефтеперерабатывающего предприятия. В данной работе дана краткая характеристика основных ректификационных блоков установки АВТ, рассмотрены технические решения по оптимизации работы установок АВТ и сравнительные результаты работы колонн. Все способы повышения эффективности работы установок АВТ объединяет то, что в их основе лежит оптимизация условий ректификации нефтяных фракций с целью достижения максимальных отборов продуктов при их заданном качестве и снижения энергозатрат на фракционирование.

В статье [42] рассмотрен опыт применения новой технологии создания вакуума на установке АВТ–3,5. На установке произведена замена пароэжекторной установки на вакуумный гидроциркулярный агрегат. Уменьшение удельных затрат энергоресурсов на переработку нефти за счет модернизации вакуумсоздающей системы составило по охлаждающей воде 2,93 $м^3$/т. Удельное потребление электроэнергии возросло на 1,343 кВт·ч/т. А также в результате замены вакуумсоздающей системы достигнуты следующие экономические технико-экономические показатели:

– суммарный годовой экономический эффект от модернизации вакуумсоздающей системы составил 1540 тыс. долл.;

– количество стоков водяного конденсата, загрязненных нефтепродуктами и сероводородом, выводимых с вакуумного блока, уменьшено на 39480 т/год;

– исключение прямого выброса в атмосферу газов разложения, содержащих сероводород. Газы разложения направляются на сжигание в технологическую печь.

5.5.Энергосбережение при разделении веществ

В последнее время энерго- и ресурсосбережение становится все более актуальным направлением в различных отраслях промышленности. Ниже рассмотрены некоторые работы, направленные на решение этих задач.

Ректификация является потенциально термодинамически обратимым процессом, т. е. затраты на разделение при реальном процессе ректификации могут быть сделаны как угодно близкими к минимальной работе разделения, соответствующей обратимой ректификации. Эта минимальная работа, которая оценивает затраты непосредственно на процесс разделения, составляет незначительную долю от общих затрат энергии в реальном процессе. Основные потери эксергии возникают вследствие термодинамической необратимости, т. е. из-за:

– конечной движущей силы между теплоносителем и кипящей жидкостью в кубе;

– конечной разности температур и концентраций между потоками в колонне в точке ввода сырья и потоком сырья;

– конечной и неравномерной движущей силы массопередачи.

Принципиальное устранение указанных потерь возможно лишь при обратимом ведении процесса, а главный принцип – исчерпывание в каждой секции только одного компонента. Обратимую ректификацию характеризует также подвод и отвод тепла по всей высоте бесконечно большой колонны для обеспечения фазового равновесия во всех ее сечениях, что требует в пределе бесконечно больших капитальных затрат.

Знание принципов обратимой ректификации привело к разработке энергоэкономичных ректификационных схем – комплексов с обратимым смешением потоков и со связанными тепловыми потоками. Промышленные комплексы с обратимым смешением потоков могут иметь только один дефлегматор и один кипятильник, установленные в точках получения крайних по летучести компонентов разделяемой смеси (рис. 5.1).

Особенностью комплексов со связанными тепловыми потоками в отличие от комплексов с обратимым смешением потоков является наличие буферных обменных секций (секция между точками вывода продуктов 2 и 3 на рис. 5.1, в). В этих секциях потоки пара и жидкости равны между собой.

Комплексы со связанными тепловыми потоками использовались:

– в установках газофракционирования для разделения смеси н-C_4, изо-C_4, н-C_5 и изо-C_5;

– в установках ректификации бензинов.

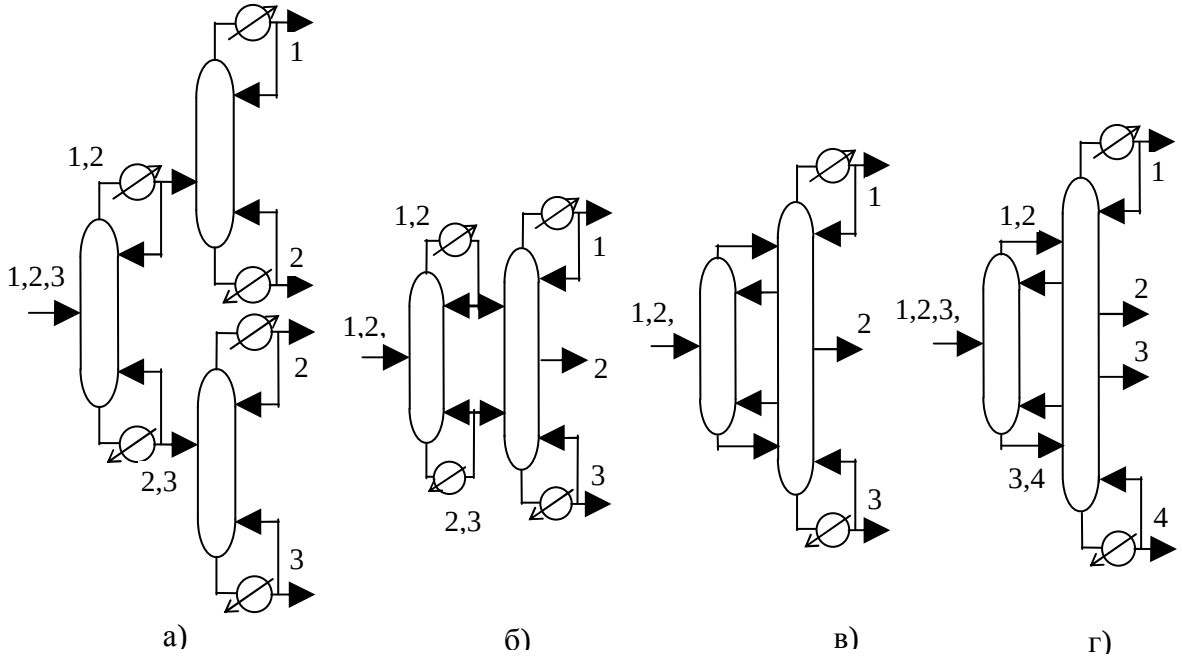


Рис. 5.1. Ректификационные комплексы с обратимым смешением потоков (а–в) и со связанными тепловыми потоками (г)

В указанных примерах использование схемы со связанными тепловыми потоками позволяет уменьшить затраты тепла по сравнению с их затратами при обычной схеме вдвое.

Колонны с выносными отпарными секциями (рис. 5.2) и колонны с выносными укрепляющими секциями следует классифицировать как комплексы с частично связанными тепловыми потоками.

Тепло можно экономить путем подогрева и частичного испарения исходной смеси перед подачей ее в колонну (рис. 5.3). В данной схеме эффективно рекуперируется тепло паров дистиллята и тепло конденсата.

Одним из способов снижения энергозатрат при ректификации является также создание производств на основе принципа совмещения и, в частности, с использованием совмещенных реакционно-ректификационных процессов.

В работе [43] рассмотрен пример энергосбережения при ректификации путем рекуперации тепла.

Способ, включающий подачу нагретого сырья в вакуумную колонну, отвод из нее боковыми погонами целевых фракции с одновременной откачкой с верха колонны газов и паров посредством струйных аппаратов,

отличается тем, что в качестве эжектирующего агента, полностью или частично испаряя его в нагревателе; потоки истекающих струйных аппаратов газопарожидкостных смесей охлаждают с отводом от них конденсатов в виде целевых фракции, что не сконденсировавшиеся газопары используют в качестве эжектируемой среды струйных аппаратов. Представлена установка для вакуумной перегонки[44].

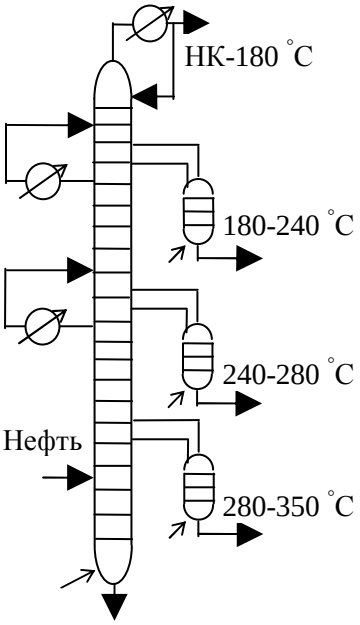


Рис. 5.2. Промышленный ректификационный комплекс с частично связанными тепловыми потоками с боковыми отпарными секциями

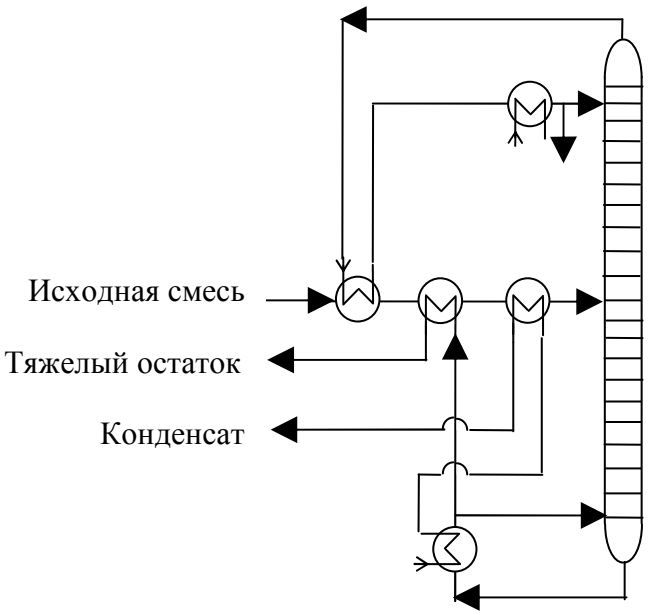


Рис. 5.3. Схема ректификации с предварительным испарением исходной смеси

Проведен анализ энергозатрат [45] для достижения полной конверсии реагента в системе для случаев раздельного проведения процессов синтеза и разделения, совместной реализации указанных процессов в рамках одного реакционно-ректификационного аппарата для обратимой реакции.

Для разделения четырехкомпонентных смесей растворителей производства термостабилизатора стабилина–9 в работе [46] предложены энергосберегающие схемы разделения с использованием комплексов, ориентированных на реализацию принципа перераспределения полей концентраций в присутствие селективных разделяющих агентов.

Влияние отбора дистиллята и флегмового числа на разделительную способность ректификационной колонны рассматривается в работе [47], в которой полученные результаты расчетов колонны стабилизации бензина

позволили сделать выводы о наиболее целесообразных режимах работы колонны. При этих режимах получаются минимальные энергетические и капитальные затраты.

О разработке энергосберегающих технологиях разделения многокомпонентных расслаивающихся смесей рассмотрено в докладе [48].

В работе [49] разработаны энергосберегающие технологии разделения легких углеводородных газов при существующих в настоящее время составах питания с использованием математического моделирования схем ректификации, расчетного эксперимента, теории графов, топологического анализа.

Интенсификация процесса массопередачи при ректификации и абсорбции с использованием поверхостно-активных веществ на барботажных контактных устройствах описана в работе [50]. Для целенаправленного использования ПАВ с целью интенсификации массопередачи необходимо знание удельного вклада, влияния каждой составляющей на кинетические коэффициенты в абсорбционных и ректификационных процессах, протекающих в колоннах с барботажными тарелками. С целью выявления трех составляющих действия ПАВ на поток распределяемого компонента был проведен комплекс исследований, представленный в данной статье. Целенаправленное использование ПАВ (в пределах ПДК) для интенсификации процессов абсорбции и ректификации позволяет снизить энергозатраты на действующих промышленных аппаратах или уменьшить капитальные вложения на стадии проектирования. По данным настоящей работы, используется ПАВ а разделяемых смесях, аналогичных экспериментальным, что приводит к снижению энергозатрат на 12–23 % и уменьшению капитальных затрат на 16–30 % в зависимости от доли сопротивления массопередачи газовой (паровой фазы).

Сущность краткосрочной программы управления издержками, рассмотренной в работе [51], определяется как комплекс краткосрочных мероприятий, ежегодно обновляемых и направленных на сокращение всех видов издержек в целях повышения конкурентоспособности предприятия. Программа должна быть построена так, чтобы стимулировать изыскание и практическую реализацию любых видов издержек, где бы они ни возникали и кто бы их не осуществлял, что является генеральной целью программы. Исследование себестоимости химической продукции показали, что наибольшие резервы имеются в энергопотреблении предприятия. Доля затрат на сырье и энергетику в себестоимости химической продукции составляет в среднем 75 %. Для реализаций данных

резервов наиболее эффективен путь формирования программы. Типичный набор программ химического предприятия может быть следующим: энергосбережение, материалосбережение, сбыт, снабжение, персонал, накладные расходы, непроизводственные расходы. Кроме того, в рамках программы разрабатываются бюджет программы, набор мероприятий по снижению издержек по подпрограммам, сроки, ответственные, формы контроля и стимулирования по конечному результату. Реализация отдельных программ без увязки с другими в целом по предприятию менее эффективна. Однако даже использование отдельных программ дает значительную экономию издержек. Программа энергосбережения может подразделятся по направлениям снижения издержек: на пароснабжение, водопровод и т. д.

Проведенный в середине 90-х специалистами технических служб предприятия анализ показал, что доля энергетики в себестоимости товарной продукции, выпускаемой ОАО «Волжский оргсинтез», составляла около 33–34 %, причем удельный вес электроэнергии равнялся 12 %, остальное приходилось на тепловую энергию. По результатам исследования была разработана комплексная программа энергосбережения, предусматривающая: усовершенствование системы учета энергоресурсов; повышение производительности действующих котлов-утилизаторов по производству пара; включение в работу законсервированных и резервных котлов-утилизаторов; использование тепла отходящего конденсата; применение высокоэффективного современного теплосбережения предприятия. Прорабатывается схема автономного питания ОАО «Волжский оргсинтез» паром, предусматривающая установку мощного парового котла и увеличение мощности химводоподготовки. Расчеты, произведенные в техническом отделе, показали, что тепло, вырабатываемое имеющимися установками, для получения горячей воды будет дешевле поставляемого с ТЭЦ примерно в 2 раза. В текущем году на основе оптоволоконного кабеля, позволяющего передавать большие объемы информации, намечено создание единой общезаводской сети с включением хозрасчетных приборов, как заводских, так и цеховых, в программы центрального сервера АСУ. В сеть будут включены также все АСУТП с выводом на диспетчера ОАО «Волжский оргсинтез» для возможности контроля за ходом технологического процесса [52].

Сборник [53] включает основные материалы докладов Международной научно-технической конференции по проблемам эффективного использования энергоносителей в теплоэнергетике и

промышленности, проходившей в городе Саратове 2–3 октября 2000 г. на кафедрах промышленной теплотехники и теплоэнергетики Саратовского государственного технического университета (СГТУ). Освещается широкий круг вопросов, связанных с проблемами повышения эффективности работ в области энергосбережения в различных отраслях промышленности и теплоэнергетики с разработкой технологического оборудования и энергоматериалосберегающих процессов.

В статье [54] рассмотрена поэтапная программа обеспечения завода НПЗ собственной тепловой энергией, за счет переоборудования выведенной из эксплуатации технологической печи в паровой котел. Создание энергоблока позволило утилизировать ежемесячно до 6000 т газов, ранее сжигавшихся на заводских факелах, и экономить при этом на покупке тепловой энергии.

В [55] показана возможность использования нефтяных отходов в качестве компонентов котельного топлива. Представлено качество эмульсионного нефтешлама и его характеристики, а также принципиальная технологическая схема узла вовлечения эмульсионного шлама в топочный мазут.

В статье [56] рассматриваются результаты внедрения на технологических установках стационарных систем мониторинга состояния оборудования КОМПАКС. Применение технологий КОМПАКС делает прозрачными, а следовательно, управляемыми процессы эксплуатации основных фондов, снижает капиталоемкость производства, увеличивает фондоотдачу и ведет к росту капитализации предприятия в целом.

В статье [57] рассматриваются реальные пути экономии расхода энергии на разделение и очистку веществ методом ректификации. Два из них – оптимизация температуры и давления ректификации и сокращение избытка флегмы реализуются при сохранении традиционной схемы ректификации. Рекомендуется применение контактных устройств с малым гидравлическим сопротивлением. Сокращение расхода энергии в 2-4 раза может быть достигнуто путем использования схем ректификации с рекомпрессией пара. Значительный эффект может дать также применение многокорпусной ректификации.

Разработан [58] программный комплекс, позволяющий синтезировать оптимальные по приведенным годовым затратам ректификационные системы. Оптимизация достигается выбором схемы разделения, давлений в колоннах и теплоинтеграций между конденсаторами и кипятильниками колонн. Показано, что теплоинтеграция позволяет существенно сократить приведенные годовые затраты.

В данной статье [59] предложен алгоритм разработки (синтеза) экономически оптимальной энергосберегающей системы ректификации изомеров диэтилбензола, основанный на использовании пинч-метода (метода минимальных температурных интервалов) и применении моделирующих программ для расчета фрагментов технологической схемы. Сочетание пинч-метода и возможностей моделирующих программ позволяет решать задачи проектирования и реконструкции технологических схем и достигать экономически оптимальных показателей энергосбережения. С использованием данного алгоритма разработаны предложения по реконструкции действующей системы ректификации изомеров диэтилбензола.

В [60] рассматриваются возможности многоколонной ректификации в плане экономии энергетических затрат в сравнении с процессом в одинарной колонне. Анализ ведется на примере двухколонного агрегата применительно к разделению зеотропной бинарной смеси. В качестве упрощения принято, что колонны агрегата работают с одинаковыми флегмовыми числами. Анализируются две возможности организации рабочих потоков (поток дистиллята из первой колонны подается во вторую колонну; поток кубового остатка из первой колонны подается во вторую колонну) и различные варианты схем ректификации: с обогревом колонн специальным теплоносителем; с обогревом второй колонны парами, выводимыми сверху первой (при работе колонн двухколонного агрегата под разными давлениями); с обогревом второй колонны сжатыми парами, выводимыми сверху первой (при работе колонн двухколонного агрегата под одинаковыми давлениями). Показано, что в некоторых из рассмотренных вариантов переход от одинарной ректификационной колонны к многоколонному агрегату приводит к экономии энергетических затрат. Проведено их качественное сравнение для ряда вариантов процессов.

Основные принципы энергосберегающей политики в нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности

Потребление топлива на производство энергетических ресурсов в нашей стране достигло огромной величины. При этом надо помнить, что речь идет, главным образом, о не возобновляемых природных богатствах. Чтобы поддержать экономику страны на должном уровне, топливо приходится добывать в отдаленных, необжитых районах с тяжелыми климатическими условиями и неразвитой инфраструктурой. Развитие

топливно-энергетического комплекса поглощает до 40 % капиталовложений, отпускаемых промышленности, около 70 % производимых труб, значительную часть продукции машиностроения.

Поэтому сегодня осуществление мероприятий по экономии топлива и энергии становится крайне актуальным и необходимым. Применение энергосберегающих технологий, вывод из эксплуатации устаревшего энергоемкого оборудования, дизелизация моторного парка и утилизация вторичных энергоресурсов приводят к экономии энергоресурсов. В последние годы степень эффективности производства органических продуктов в нефтехимической промышленности зачастую характеризуются так называемым нефтяным эквивалентом (н.э.), под которым понимается совокупность энергетических затрат на всех стадиях производства продукта и сырьевых затрат, эквивалентная по теплотворной способности определенному количеству нефти.

Отечественные нефтеперерабатывающие и нефтехимические производства весьма энергоемки, что свидетельствует о больших возможностях снижения энергозатрат [61]. Затраты на энергетические ресурсы в нефтехимии составляют около 60 % от затрат на сырьевые ресурсы. Ниже в табл. 5.1 приведены данные, показывающие расход нефти на производство некоторых видов нефтехимической продукции (в % от общей переработки нефти).

Таблица 5.1. Расход нефти на производство нефтехимической продукции

Производимый продукт	Нефть как сырье	Нефть как энергетическое средство
Этилен и пропилен	2,2	0,75
Бензол и толуол	1,1	0,5
Ксилолы	0,3	0,11
Синтетические жирные кислоты	0,16	0,13

В процессах переработки нефти и нефтехимии фактический расход энергоресурсов значительно превышает теоретически необходимый. Фактические затраты энергоресурсов примерно в 1,7–2,6 раза превышают теоретически необходимый минимум. Так как в промышленности лишь

43 % энергоресурсов расходуется полезно, а остальное количество либо трансформируется в различного вида потоки, энергию которых невозможно использовать, либо же теряется.

Для решения проблем, связанных с экономией топлива и энергии, необходимо разрабатывать и последовательно осуществлять комплексную энергосберегающую политику.

Основные принципы этой политики применительно к нефтеперерабатывающим и нефтехимическим производствам подразделяются на следующие группы.

Совершенствование технологии с целью снижения удельной энергоемкости

Осуществление поставленной задачи требует комплексных усилий исследователей, проектировщиков и эксплуатационников. Основы снижения энергозатрат в процессах нефтепереработки и нефтехимии должны быть заложены главным образом на стадии исследований, опытно–конструкторских разработок, проектирования. Рассмотрим важнейшие направления этих работ [61].

Выбор оптимального вида сырья. Серьезнейшее влияние на расход энергоресурсов оказывает правильный выбор сырья для процесса нефтепереработки и нефтехимии. Выбор оптимального сырья является одним из существенных элементов при разработке энергосберегающей технологии. Поэтому следует анализировать альтернативные варианты производства однотипной продукции из различных видов сырья, оценив энергозатраты в этих вариантах по замыкающим затратам, и выбрать оптимальный вариант.

Замыкающие затраты – экономический показатель, характеризующий оценку расходов в народном хозяйстве по обеспечению дополнительной потребности в различных видах ТЭР.

Сырье, применяемое в процессах нефтепереработки и нефтехимии, должно обеспечивать:

- минимальное число стадий переработки в конечный продукт;
- агрегатное состояние, требующее наименьших энергетических затрат;
- максимум энергии, т. е. минимальное рассеяние или переход энергии в такую, из которой ее нельзя регрировать;
- высокую селективность переработки и минимальную потерю энергии с побочными потоками и продуктами;

- низкий энергетический барьер, обеспечивающий невысокие энергозатраты на протекание процесса;
- максимальную концентрацию целевого продукта в реакционной смеси.

Одним из важных элементов энергосберегающей технологии является подготовка сырья. Тщательно подготовленное сырье (по химическому и агрегатному составу, содержанию примесей), как правило, обеспечивает снижение энергозатрат в целом. Так, например, подготовка сырья для производства ароматических углеводородов (гидроочистка, четкое фракционирование) обеспечивает снижение суммарных энергетических затрат на 23 %.

Применение более эффективных катализаторов. Сегодня около 85 % промышленных процессов в области переработки нефти и нефтехимии протекает в присутствие катализаторов. Повышение активностисти катализатора, его селективности и стабильности приводят к снижению удельных энергозатрат. Так, например, в процессе каталитического риформинга повышение селективности катализатора на 1 % приводит к понижению энергозатрат на 1,8 %, а повышение активности катализатора на 1 % обеспечивает снижение энергозатрат на 2,9 %.

Благоприятно влияет на уровень энергозатрат переход на гомогенный катализ. Гомогенные катализаторы ускоряют протекание каталитического процесса, не требуют столь высоких температур и связанных с ними расходов энергии, как гетерогенные катализаторы. Использование гомогенных катализаторов приводит к устранению необходимого для гетерогенного катализатора цикла регенерации, который характеризуется непроизводительными затратами энергосредств.

Применение более эффективных физико-химических процессов выделения готовой продукции. На стадию выделения готового продукта в большинстве процессов нефтепереработки и нефтехимии приходится от 30 до 50 % общих энергетических затрат. Особенно энергоемким является процесс ректификации. Одно из важных направлений снижения энергозатрат заключается в оптимизации процесса ректификации. По мере повышения степени разделения разность стоимости конечных продуктов и сырья растет. При этом одновременно увеличиваются и энергетические затраты. Разность дифференциалов стоимости продуктов и энергоресурсов, отнесенная к стоимости сырья, имеет определенный максимум, который служит критерием оптимизации.

Другим направлением экономии энергоресурсов в процессах разделения может быть замена крайне энергоемкого процесса

ректификации, отличающегося значительными безвозвратными потерями энергии, на процессы экстракции или сорбции и другие, характеризуемые гораздо меньшими потерями энергии.

Применение комбинированных процессов, установок и производств. Существенную роль в снижении расхода энергоресурсов играет комбинирование химических процессов, установок и производств.

Экономия энергоресурсов от комбинирования процессов достигается за счет сокращения затрат на промежуточное разделение продуктов реакции, за счет улучшения условий управления процессом и увеличения концентраций производства.

Например, сочетание в одном реакционном объеме получения альдегидов оксосинтезом с одновременным гидрированием последних приводит к снижению расхода электроэнергии в 2 раза, тепловой энергии на 30 % и охлаждающей воды на 40 % по сравнению с раздельной схемой получения альдегидов и их последующего гидрирования в спирты.

Особенно важным следствием комбинирования, приводящим к заметному снижению расхода энергоресурсов, является сокращение числа стадий переработки исходного сырья в конечную продукцию. Так, переход на одностадийное дегидрирование бутана в бутадиен обеспечивает экономию по крайней мере 22 % энергоресурсов, потребных на осуществление двухстадийного процесса.

Применение более совершенных видов оборудования. Теплообмен, нагрев, охлаждение, транспортировка реагирующих потоков и полученных продуктов реакции производится в определенных типах оборудования, от особенностей которого во многом зависит уровень энергозатрат.

Совершенствование методик расчета химической аппаратуры, снижение необоснованных запасов мощности и размеров, уменьшение массы и габаритов аппаратуры служит дополнительным резервом экономии энергии.

Следующим фактором, влияющим на снижение энергопотребления, является совершенствование условий эксплуатации оборудования. По различным причинам (недостаток сырья, затруднения с отгрузкой продукции, несоответствия в производственной мощности отдельных участков и так далее) оборудование часто не работает на максимальной загрузке, между тем расход энергоресурсов далеко не всегда снижается синхронно со снижением загрузки оборудования. Для снижения энергозатрат необходимо предусматривать (там, где это возможно) автоматическое снижение расхода энергоресурсов синхронно со снижением нагрузки оборудования на сырье.

Выше были подробно рассмотрены все аспекты создания энергосберегающих процессов в нефтепереработке и нефтехимии, зависящие от химизма, технологии и особенностей применяемого оборудования. Вторым серьезным направлением создания энергосберегающей технологии является улучшение использования энергоресурсов.

Повышение эффективности использования энергоресурсов

Сформулированная задача должна решаться по двум направлениям:

1) совершенствование систем использования первичных энергетических ресурсов;

2) максимальная утилизация вторичных энергетических ресурсов.

Первая задача решается в условиях нефтеперерабатывающих и нефтехимических производств повышением КПД преобразующих устройств: технологических печей, парогенераторов, пароперегревателей. Она может быть достигнута за счет совершенствования конструкций агрегатов, подбора благоприятного технологического режима, оптимальных типов горелочных устройств, минимизации коэффициента избытка воздуха, снижения безвозвратных потерь топлива.

Не менее важен правильный выбор исходного первичного энергоносителя: мазута, газа или угля, а также привода для компрессоров, насосов, газодувок, транспортных линий.

Задача максимальной утилизации побочных или вторичных энергетических ресурсов (ВЭР) в нефтепереработке и нефтехимии представляет важнейшую задачу, так как в ВЭР, к сожалению, переходит большая часть применяемой (первичной) энергии.

В производствах нефтепереработки и нефтехимии известны следующие виды ВЭР:

- отходящие дымовые газы технологических печей;
- отработанный пар от ректификационных колонн, вакуумных систем, нагревателей;
- паровой конденсат;
- физическая теплота охлаждающей воды;
- физическая теплота продуктовых потоков;
- избыточное давление реакционных потоков;
- горючие отходы (сбросные газы, побочные углеводородные жидкие продукты);
- отходящий с установок нагретый воздух.

В производстве олефинов количество ВЭР достигает 0,7 т у.т. на 1 т. готовой продукции, в производстве бутадиена двухстадийным дегидрированием бутана 2,1 т у.т./т бензола.

Образующиеся в производствах нефтепереработки и нефтехимии вторичные энергоресурсы можно использовать или непосредственно в виде топлива, или же преобразовывать в иные энергоносители в утилизационных установках. Направление преобразования вторичных энергоресурсов зависит от трех факторов:

- количества ВЭР, образующихся в единицу времени;
- степени непрерывности их получения;
- температурного уровня.

Для утилизации высокотемпературных ВЭР используются котлы-утилизаторы. Доля (в %) потребности тепловой энергии, обеспеченной за счет использования ВЭР, для различных предприятий приведена ниже:

Стерлитамакский завод СК	21,2	Мозырский НПЗ	28,1
ТПО «Синтезкаучук»	23,5	Кременчугский НПЗ	21,2
ПО «Нижнекамскнефтехим»	30,7	ПО «Куйбышевнефтеоргсинтез»	25,9

Значительна часть ВЭР, образующихся в производствах нефтепереработки и нефтехимии, обладает низким температурным потенциалом (дымовые газы с температурой ниже 300 °С, жидкости с температурой ниже 90 °С, воздух с температурой 60–70 °С). В границах технологических установок теплота столь низкого потенциала не находит применения. Путями использования таких ресурсов служит получение на их основе горячей воды для производственных или хозяйственных нужд (например, для отопления теплиц) или же нагрев промежуточных теплоносителей с последующей передачей ими теплоты.

Организация энергоснабжения в нефтепереработке и нефтехимии

Большая часть энергосберегающих принципов в технологии нефтепереработки и нефтехимии должна закладываться на стадии научно-исследовательских, опытно-конструкторных и проектных разработок. Должны определятся конкретные нормативы удельной энергоемкости продукции. Этот показатель необходимо рассчитывать на основе сведения всех видов используемой в процессе энергии к условному топливу, с учетом КПД преобразования. Величина показателя удельной энергоемкости производства химической продукции должна в современных условиях стать не менее важным критерием эффективности

будущего процесса, чем применяемые ныне показатели себестоимости и удельных капиталовложений.

Следующим фактором, определяющим энергосберегающую политику в производствах, служит совершенствование технологического энергоиспользующего оборудования, увеличение степени концентрации производства и надежности применяемых агрегатов.

Необходимо также лучше организовать эксплуатацию энергохозяйства промышленных предприятий. Этот фактор приведет к конкретным результатам лишь при наличии хорошо организованной и продуманной системы приборного энергетического учета. Энергоемкость становится сейчас одной из главных характеристик деятельности нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий и должна задаваться в виде предельного норматива по производствам и установкам.

Очень серьезная задача заключается в разработке действительных экономических мер стимулирования за создание энергосберегающих процессов.

5.6. Энергосбережение за счет очистки газов и жидкостей

Очистка технологических газов

Кроме перечисленных путей снижения энергозатрат можно привести пример влияния качества теплоносителей на энергосбережение [7, 62–64]. В производстве этилена на установках газоразделения используются холодильные циклы для создания необходимых температур и давлений теплоносителей. Работа компрессорного оборудования часто вызывает попадание масляной фазы в газовую среду. Образуется масляный аэрозоль (туман). Последующая коагуляция масла на поверхностях теплообменных аппаратов повышает термическое сопротивление стенок и процесс протекает менее эффективно. Кроме этого для очистки теплообменных поверхностей от масляной пленки несколько раз в год выполняются внеплановые остановы установки газоразделения, что ведет к сокращению выпуска этилена. Сепарация масляного тумана специальным аппаратом позволила исключить остановы и потери продукта, повысить эффективность теплообмена (табл. 5.2), что дает реальный экономический эффект около 200 тыс. евро в год. Сепаратор масляного тумана окупился за три месяца эксплуатации [7]. В сепараторе использовались оригинальные контактные устройства, разработанные в Инженерно-внедренческом центре «Инжехим» (г. Казань) (рис. 5.4) [64].

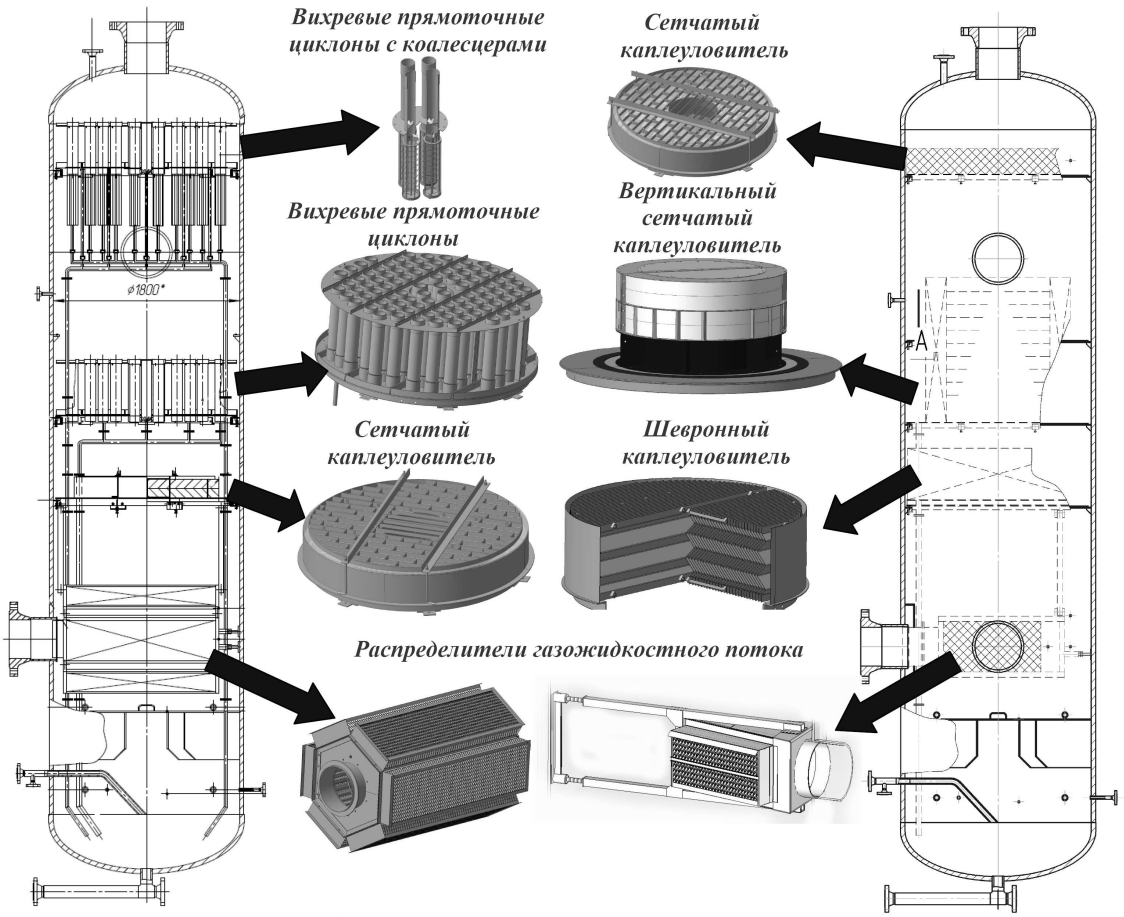


Рис. 5.4. Внутренние устройства газосепараторов

Таблица 5.2. Характеристики работы теплообменника-дефлегматора (данные промышленной эксплуатации)

Параметр	До установки маслоуловителя	После установки маслоуловителя	Изменение показателей
Температура МВФ (tМВФ)	Вход: минус 65 °С Выход: минус 78 °С	Вход: минус 75 °С Выход: минус 90 °С	На 15 % На 15 %
Коэффициент теплопередачи К	185,93	473,02	Увеличился в 2,5 раза
Энергетический коэффициент *Е*	9369	17951	Увеличился на 48 %
Перепад давления ΔP, кгс/см^2	0,28	0,2	Понизился на 40 %
Потери этилена с МВФ, т/год	974	670	Снизились на 30 %
Потери этилена, т	~270	Потери исключены	

Аналогичные сепараторы внедрены на установках очистки природного газа на ООО «Газпром добыча Ямбург» и других предприятиях ТЭК [63].

Очистка жидких топлив

При добыче и переработке нефтяного сырья производственники всегда сталкиваются с наличием всевозможных загрязнений – механических примесей, воды и т.п., которые, попадая в продукты переработки, значительно снижают их качество и вызывают повышенный расход энергии на перекачку по трубопроводам, нагревание в ректификационных установках и ряд других проблем.

Вода, попадая в жидкие топлива даже в малых количествах, способна резко ухудшить их свойства. Она частично растворяется в них (растворенная вода), остальная часть находится в диспергированном состоянии (свободная вода) или в виде отстоявшегося слоя (подтоварная вода), а при отрицательных температурах – в виде кристаллов льда. Отрицательное влияние на эксплуатационные свойства топлив оказывает, главным образом, свободная вода, образующая водотопливную эмульсию с большой межфазной поверхностью.

Подтоварная вода при перекачивании насосами может диспергироваться с дальнейшим образованием водотопливной эмульсии. Растворенная вода может также переходить в эмульсионное состояние вследствие изменения температуры окружающей среды или атмосферного давления.

Присутствие воды в топливе при отрицательных температурах снижает такие важные качественные характеристики, как прокачиваемость и фильтруемость, что объясняется увеличением вязкости продукта и закупориванием пор фильтроэлементов кристаллами льда, а также повышает температуру начала кристаллизации, так как ледяные частицы служат центрами кристаллообразования для углеводородов.

Вода понижает термоокислительную стабильность топлива, вступая в гидролитические реакции с входящими в его состав горючими веществами, а также вызывает электролитическую диссоциацию содержащихся в топливе сернистых и других неорганических соединений, что приводит к интенсификации реакций окисления углеводородов.

Она повышает коррозионную агрессивность топлива, образуя электролитические растворы присутствующих в горючем химически активных веществ – кислот, щелочей, перекисей и т. п. В этом случае

коррозия носит электрохимический характер, и разрушение металла происходит вследствие возникновения гальванического тока.

Вода способствует увеличению загрязненности горючего механическими частицами. Помимо воздействия на процессы окисления и коррозию, ведущих к увеличению количества загрязнения в горючем, вода способствует коагуляции твердых частиц загрязнения и образованию сгустков, включающих эти частицы, а также смолистые вещества и структурную воду. Присутствие воды в горючем способствует его микробиологическому загрязнению, сопровождающемуся образованием большого количества загрязнений в виде микроорганизмов и пирогенных веществ, а также ухудшением эксплуатационных свойств горючего (испаряемость, термическая стабильность, вязкость) и повышением его коррозионной агрессивности за счет возникновения микробиологической коррозии. При наличии в горючем свободной воды значительно ухудшаются его противоизносные и противозадирные свойства вследствие разрыва смазывающей пленки и возникновения сухого трения. Присутствие воды существенно повышает интенсивность возникновения электростатических зарядов в горючем, что может явиться причиной взрывов и пожаров.

Присутствие воды может отрицательно сказаться на энергетических свойствах горючего. При наличии воды в горючем снижается теплота сгорания, ухудшается его распыливание и испарение в камере сгорания, происходят перерывы в подаче горючего, вызывающие непроизвольную остановку двигателя (или затухание топки при сжигании котельного топлива).

В соответствии с действующими нормами в авиационных и автомобильных бензинах вода в свободном состоянии должна полностью отсутствовать.

Решена задача очистки углеводородных топлив от свободной воды на установках Сургутского ЗСК за счет модернизации отстойников [6, 8, 62, 64–66].

Местом установки сепарирующих устройств является существующее емкостное оборудование, которое представляет собой полые горизонтальные емкости диаметром 3 м с эллиптическими днищами. Такое решение позволяет устранить негативные последствия присутствия свободной метанольной воды в углеводородной фазе с минимальными затратами средств, поскольку обработке будет подвергаться относительно небольшой поток углеводородной фазы.

Процесс выделения свободной воды из потока ШФЛУ имеет свои существенные особенности, а именно:

- разделяемые фазы практически не содержат в своем составе загрязнений, склонных к адгезии на твердых поверхностях и способных забить межполочное расстояние тонкослойного модуля;

- содержание твердых примесей в разделяемой среде незначительно, что позволяет обойтись без организации выгрузки твердого осадка в межремонтный период.

Наиболее эффективным и наименее затратным методом выделения свободной воды из ШФЛУ является метод гравитационного отстаивания с применением тонкослойных отстойников.

В связи с вышесказанным наиболее приемлемым, представляется монтаж внутри емкости сепарирующей насадки – гофрированных пластин из фольги нержавеющей стали, устанавливаемых в каркасе.

При этом сепарирующие пластины могут быть расположены на небольшом расстоянии друг от друга при минимальном угле наклона их к горизонту, что существенно повышает эффективность процесса отстаивания.

При таком конструктивном исполнении ШФЛУ движется в зазорах между гофрированными пластинами, а выделяющаяся метанольная вода собирается в нижних впадинах гофров и за счет наклона пластин стекает в зазоры между пакетами пластин, собираясь в нижней части сепаратора.

Длина отстойной зоны, геометрические характеристики сепарирующей насадки, оптимальные гидродинамические условия проведения процесса отстаивания определяются расчетным путем с использованием математической модели процесса [62, 64–66].

На рис. 5.5 показано расположение аналогичных сепарирующих блоков в промышленном отстойнике, внедренном на ОАО «Нижнекамскнефтехим» и других производствах.

Сепарационные блоки выполняются в виде закрепленных в специальной каркасной конструкции пакетов тонких металлических пластин из нержавеющей стали. Геометрия пластин и специально организованная ориентация их в объеме позволяют в десятки раз увеличить эффективность реконструированных отстойников.

Повышение эффективности происходит за счет использования нескольких эффектов. Оригинальная перекрестная ориентация сепарационных пластин эффективно секционирует объем отстойника, препятствуя образованию циркуляционных токов. Это создает благоприятные гидродинамические условия для разделения фаз. Ввиду

малого расстояния между пластинами (минимальный зазор – 7,5 мм, максимальный – 60 мм) резко уменьшается высота всплытия или осаждения капель и частиц, что позволяет эффективно сепарировать капли и частицы размером 20 мкм и менее.

Забиванию межпластинчатого пространства препятствует крутой угол наклона пластин, а также специальная гибкая конструкция сепарационных блоков.

Результаты проведенного опытного пробега после монтажа насадки на Сургутском ЗСК приведены в табл. 5.3.

Из приведенных результатов следует, что тепловая нагрузка (расход греющего пара) на подогревание снижена на 0,3 т/ч, а на испарение – 0,5 т/ч. За год эксплуатации это дает около 6000 т экономии греющего пара. На основе использования методики эксергетического анализа объектов (разд. 6.2) выполнен сравнительный анализ энергетической термодинамической эффективности схемы переработки нефтегазоконденсатной смеси. Составлены потоковые эксергетически диаграммы по элементам установки и вычислены тепловой и эксергетический КПИ. Эксергетический коэффициент полезного использования (КПИ) модернизированной схемы повысился на 2,3 %. Экономия условного топлива составляет 1800 т/год [62, 64].

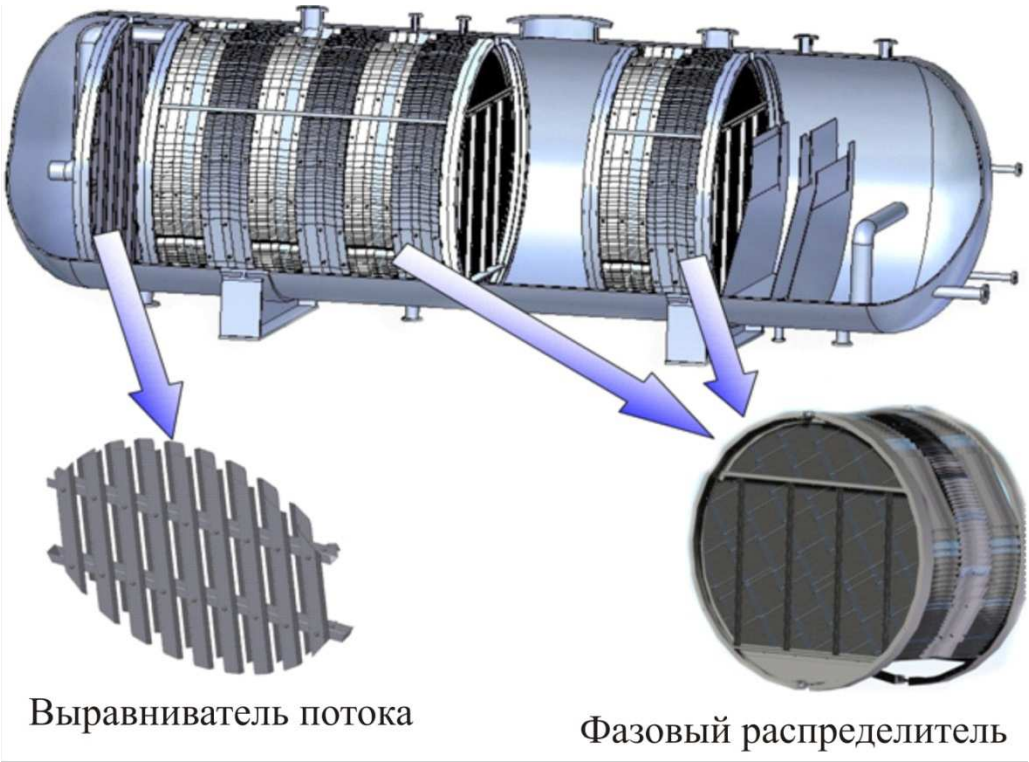


Рис. 5.5. Расположение сепарирующих блоков «Инжехим»

Таблица 5.3. Результаты опытно-промышленных испытаний установки разделения

Рассматриваемые параметры	Ед. изм.	До модернизации	После модернизации
Содержание воды: в ШФЛУ в пропан-бутановой фракции	 % масс. % масс.	 2,5 2,9	 следы следы
Тепловая нагрузка подогревателя исходной смеси (расход греющего пара)	 т/час кВт	 13,8 10570	 13,5 10350
Тепловая нагрузка испарителя ректификационной колонны (расход греющего пара)	 т/час кВт	 12,5 9647	 12 9257

Рассмотренные основные принципы и примеры энергосбережения при проведении процессов ректификации и сорбции показывают, что промышленные установки имеют значительные резервы как по повышению эффективности, производительности, так и в снижении себестоимости единицы продукции.

Следует подчеркнуть, что приступать к модернизации установок следует только после технико-экономического анализа научно-технических решений.

Литература к пятой главе

1. **Саркисов П.Д.** Проблемы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии / П.Д. Саркисов // Химическая промышленность. – 2008. – №11. – С. 14-17.

2. **Лейтес И.Л.** Об экономии энергетических ресурсов в химической и нефтехимической технологии / И.Л. Лейтес // Химическая промышленность. – 2009. – №31. – С. 3-7.

3. **Назмеев Ю.Г.** Организация энерготехнологических комплексов в нефтехимической промышленности / Ю.Г. Назмеев, И.А. Конахина. – М.: МЭИ, 2001.

4. **Лаптев А.Г.** Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, П.А. Мальковский. – Казань: Изд-во «Печатный двор», 2002.

5. **Лаптев А.Г.** Энергосбережение при проведении процессов разделения: повышение производительности и эффективности массообменных колонн / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Энергосбережение в химической технологии 2000: Материалы конф. – Казань: Изд-во Казанского государственного технического ун-та, 2000. – С. 35-41

6. **Фарахов М.И.** Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ: обзор / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Тр. Академэнерго КНЦ РАН. – 2008. – №1. – С. 60-72.

7. **Лаптев А.Г.** Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Р.Ф. Миндубаев. – Казань: Изд-во «Печатный двор», 2003.

8. **Фарахов М.И.** Энергосберегающие модернизации установок на предприятиях нефтегазохимического комплекса / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – 2008. – № 11. – С. 61-64.

9. **Горохов В.А.** Конструирование и изготовление РК с регулярной насадкой / В.А. Горохов, А.С. Бронштейн, В.В. Мазаев, А.Н. Тарасов // Хим. и нефтегазовое машиностроение. – №9. – С. 13-14.

10. **Chen Fengrons.** Новая конструкция насадочной колонны с перекрытыми потоками. Проектирование и моделирование / Chen Fengrons, Zhou Rongqi, Duan Zhantinj, Liu Yumei // Ing. and Eng. Chem. Res. 19-38, №8. – С.2973-2978.

11. **Ясавеев Х.Н.** Повышение производительности и четкости разделения в колоннах путем замены клапанных тарелок на современную высокоэффективную насадку / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, Н.Н. Дияров // Тепломассообменные процессы и аппараты химических технологии: Межвуз. тематический сб. науч. тр. – Казань. – 1998. – С. 205-211.

12. **Пат.** 2045977 Россия МКИ^{6} B 01/D3/32 Ректификационная колонна / Федин И.Ф., Андерсон Б.А., Рейкин А.С. № 93013496/26; заявл. 16.3.93; опубл. 20.10.95. Бюл. № 29.

13. **Пат.** 2067885 Россия, МКИ^{6} B 01 D 3/16 Устройство для разделения бинарных жидкостей смесей методом ректификации / Абросимов В.П. № 93014960.13; заявл. 22.3.93; опубл. 20.10.96, Бюл. №29.

14. **Деменков В.И.** Рекомендации по совершенствованию схем ректификации / В.И. Деменков // Теория и практика массообменных процессов химической технологии: Матер. Всерос. науч. конф. Уфа. – 1996. – С. 104-105.

15. **Ратовский Ю.Ю.** Насадки ВАКУПАК и КЕДР для вакуумных колонн / Ю.Ю. Ратовский, Ю.Н. Лебедев, В.Г. Чекменов // Химия и технология топлив и масел. – 2004. – № 1. – С. 55-56.

16. **Дьяконов С.Г.** Реконструкция установки и моделирование процесса разделения водно-гликолевого раствора / С.Г. Дьяконов, В.В. Елизаров, М.И. Фарахов // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. – 2003. – Т. 46. – Вып. 5. – С. 148-151.

17. **Пат.** 2047308 Россия, МКИ^{6} B 01 D 3/10. Устройство для фракционного разделения жидких смесей / Шмикин В.В. № 4950289/26; заявл. 26.6.91; опубл. 10.11.95. Бюл. № 31.

18. **Кондратьев А.А.** Ректификационная колонна с промежуточной тепло- и массообменной секцией / А.А. Кондратьев, Н.А. Самойлова // Прикладная химия. – 1997. – 70. – № 9. – С.1512-1517.

19. **Тимербулатова А.М.** Модернизация блока стабилизации установки АВТ–2 / А.М. Тимербулатова, Р.Ф. Зайнуллин // Наука – пр-ву: Тез. докл. 19 Науч.-техн. конф. студ., аспирантов и молодых ученых. Салаватский филиал Уфимского гос. нефт. техн. ун-та. – Салават, 1997. – С. 11-12.

20. **Bandyopadhyay J.K.** Стабилизация работы неизотермического реактора непрерывного действия с мешалкой. Моделирование нелинейного управляющего устройства с одним переменным / J.K. Bandyopadhyay, B.D. Kulkarni, P. Btattacharya // Chem. Eng. Sci. 1993. 48, № 20. – С. 3545-3553.

21. **Dorn Cornelis.** Стабилизация дистилляционной колонны в неустойчивом режиме / Dorn Cornelis, Guttinger Thomas E., Wells Gary J., Morari Manfred, Gilles Ernst – Dieter // Ind., and Eng. Chem. Res. 1998. 37, № 25. – С. 506-515.

22. **Мустафин А.И.** Стабилизация качества нижнего продукта РК параметром горячей струи / А.И. Мустафин, С.М. Кондрапов // Химия и хим. техн. // Тез. докл. 29-й науч. конф. хим.-тех. факультета ПГТУ. 1998. – Пермь: Из-во гос. тех. ун-та. – С. 95-96.

23. **Островский Г.М.** Методы оптимизации сложных химико-технологических схем / Г.М. Островский, Ю.М. Волин. – М.: Химия, 1970. – 328 с.

24. **Островский Г.М.** Алоритмы оптимизации химико-технологических процессов / Г.М. Островский, Т.А. Бережинский, А.Р. Беляева. – М.: Химия, 1978. – 296 с.

25. **Островский Г.М.** Оптимизация в химической технологии / Г.М. Островский, Ю.М. Волин, Н.Н. Зиятдинов. – Казань: Изд-во «Фән» Академии наук РТ, 2005. – 394 с.

26. **Пат.** Россия, МКИ[6] B 01 D 3/14. Способ разделения смеси жидкостей ректификацией / Лабутин В.А., Лабутина А.В.; Владимирский гос. ун-т. № 97121782/12; Заявка 97121782/12. Заявл. 16.12.97; опубл. 10.11.99. Бюл. № 31.

27. **Fair J.R.** Ректификация – принципы и практика // Chem. Eng. Res. and Des. A. 1999. 77, № 5. – С .471-486.

28. **Baralo M.** Простой способ получения чистых продуктов периодической ректификацией / M. Baralo, F. Botteon // Alche Journal. 1997. 43, № 10. – С.2601-2604.

29. **Мозжухин А.С.** Полистационарность в непрерывной ректификации и реализация выбранного стационарного состояния / А.С. Мозжухин, А.Н. Сеченых // Теор. основы хим. технологии. – 2002. – Т. 34. – № 2. – С.165-169.

30. **Пат.** 2175260 Россия, МПК[7] B 01 D 3/14, 3/32. Способ разделения углеводородного сырья / Пан Дон Чер. Андреевич, Майоров В.И., Кассель Н.Б., Сторожко А.А. № 99119645/12; ОАО «Газпром», ООО «НИИ природ. газов и газов. технол. – ВИИГАЗ» Заявл. 13.09.1999; опубл. 27.10.2001.

31. **Захаров М.К.** Многоканальная ректификация (принцип и процессуальные схемы) / М.К. Захаров, В.Г. Айшнтейн // 5 Междунар. научн. конф. «Теоретические и экспериментальные основы создания новых высокоэффективных хим.-техн. процессов и оборудования»: Сб. тр. – Иваново. – 2001. – С. 208-210.

32. **Dechechi E.C.** Управление РК периодического действия в интерактивном режиме / E.C. Dechechi, Maciel Filko // Comput. and Chem. Eng. 1998. 22, прил. – С.867-887.

33. [Vortr] **GVC – Jahrestag. Strassburg**. Основы оптимального выбора насадочных колонн // Chem. Ing. Tech. 1995. 67, №9. – С.1096-1097.

34. **Пат.** 2092222 Россия, МКИ[6] B 01 D 3/42. Способ автоматического управления процессом ректификации / Мустафин А.Н., Кондрашов С.Н., Елсунов А.Н., Мустафин П.Н., Шумихин А.Г., Булдаков А.Г., АООТ ЛУКойл – Пермнефтеоргсинтез. № 95110163/25. Заявл. 14.6.95; опубл. 10.10.97. Бюл. № 28.

35. **Пат.** 2072245 Россия, МКИ[6] B 01 D 3/06. Способ ректификации разнокипящих жидкостей / Шмикин В.В. - №4950283/26. Заявл. 26.6.91; опубл. 26.6.91. Бюл. № 3.

36. **Пат.** Германия, МКИ[6] B 01 D 3/16. Устройство и способ для обмена веществ в тарельчатых РК / Altinger G., Egly H., Kaiser R., Thissen F.; BASF AG. №19530291,5; Заявка 19530291. Заявл. 17.8.95; опубл. 20.2.97.

37. **Hasebe S.** Стратегия оптимального режима системы РК периодического действия при полной флегме / Hasebe S., Noda M., Yashimoto I.// Comput and Chem. Eng. 1999. 23, № 4-5. – С. 523-532.

38. **Sorensen E.** Оптимизация технологического цикла установок периодической ректификации. Теория и практика // Comput and Chem. Eng. 1999. 23, № 4-5. – С. 533-542.

39. **Sharif M.** О проектирование колонн периодического действия многокомпонентной ректификации / Sharif M., Shah n., Pantelides C.C.// Comput and Chem. Eng. 1998. 22. прил. – С.69-76.

40. **Bonny L.** Оптимальные принципы проведения процессов ректификации смесей различного состава в периодическом режиме / Bonny L., Floquet P., Domenech S., Pibouleau L.// Chem. Eng. and Process.

41. **Ямпольская М.Х.** / М.Х. Ямпольская, А.В. Малашкевич, В.Я. Киевский // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. – М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 2003. – № 6. – С.27-34.

42. **Нурмухаметов Г.З. /** Г.З. Нурмухаметов, Г. Коман, А.Н. Реутов, Г. Валеа // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. – М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 2002. – № 2. – С. 14-16.

43. **Пат.** Россия, МКИ[6] B 01 D 3/00. Способ разделение многокомпонентных смесей путем ректификации / Зиберт Г.К., Галдина Л.Б.; Акционерное об-во «Центральное конструкторское бюро нефтеаппаратуры». № 96112902/25. Заявка 96112902/25. Заявл. 19.6.96; опубл. 10.12.97. Бюл. № 34.

44. **Пат.** Россия, МКИ[6] B 01 D 3/10. Способ вакуумной перегонки жидкого продукта, например нефтяного сырья, и установка для его осуществления / Пилич Л.М., Дубинский А.М., Белявский М.Ю., Блохинов В.Ф., Бройтман А.З. №97100809/25. Заявка 97100809/25. Заявл. 22.1.97; опубл .10.3.98. Бюл. № 7.

45. **Благов С.А.** Сравнительный анализ реактор – колонна совмещенного реакционно-ректификационного процесса на основе энергетических затрат / С.А. Благов, А.В. Солохин, С.А. Клемешова, В.С. Тимофеев // Теоретические основы хим. технол. – 1995. – 29. – №1. – С.15-21.

46. **Тимофеев В.С.** Разработка принципов создания энергосберегающих технологий разделения многокомпонентных

промышленных смесей / В.С. Тимофеев, А.К. Фролкова, Бенюнес Хассиба // Сб. науч. трудов Рос. хим.-технол. ун-та. – 2001. – № 179. – С. 125-131.

47. **Беляевски М.Е.** Влияние отбора дистиллята и флегмового числа на разделительную способность РК / М.Е. Беляевски, Е.А. Белеков, Н.В. Котяхов, М.Е. Железняков // Инженерная защита окружающей среды: Междунар. конф. и 5 междунар. симп. молодых ученых, аспирантов и студентов. – М.: Из-во МГУИЭ, 2001. – С.11.

48. **Фролкова А.К.** Разработка энергосберегающих технологий разделения многокомпонентных, расслаивавшихся смесей / А.К. Фролкова, И.Н. Секретарева, Л.А. Серафимов, В.С. Тимофеев // Химия и химические продукты: Тез. докл. отчетной конф. Рос. хим.-тех. ун-та. – М.: Из-во РХТУ, 2002. – С.52.

49. **Глушаченкова Е.А.** Разработка энергосберегающей технологии газофракционирования легких углеводородных газов: Автореф. дис. … канд. техн. наук / Е.А. Глушаченкова. – М.: Моск. госуд. акад. тонк. хим. технологии, 2002.

50. **Кутепов А.М.** Интенсификация процесса массопередачи при ректификации и адсорбции с использованием поверхностно-активных веществ на барбатажных контактных устройствах / А.М. Кутепов, Г.Я. Рудов, Е.А. Плотников // Химическая промышленность. – 1997. – № 8. – С. 3-8.

51. **Красильников Д.В.** Энергосбережение химического предприятия в рамках программы управления издержками / Д.В. Красильников // (Гос. тех. ун-т, г. Нижний Новгород, Россия). Междунар. науч.-практ. конф. «Проблемы инженерного обеспечения и экологии городов». – Пенза: Изд-во Приволж. дом знаний. – 1999. – С.46-47.

52. **Качегин А.Ф.** Энергосбережение и автоматизация в ОАО «Волжский оргсинтез» / А.Ф. Качегин // Химия и рынок. – 2000. – №1. – С. 49–50.

53. **Андрющенко А.Н.** Технические экономические и экологические проблемы энергосбережения / А.Н. Андрющенко // Матер. Междунар. конф. – Саратов, 2-3 октября 2001. – С.84.

54. **Батюнин В.А. /** В.А. Батюнин, В.Ю. Абрамов // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 2003. – № 8. – С. 52-53.

55. **Расветалов В.А. /** В.А. Расветалов, А.Б. Магид, А.В. Купцов // Нефтепереработка и нефтехимия: НТИС. М.: ЦНИИТЭнефтехим. – 2003. – № 5. – С. 17-20.

56. **Костюков В.Н. /** В.Н. Костюков, Костюков А.В. // Нефтяная и газовая промышленность. – 2003. – №10. – С.26-27.

57. **Зельвенский Я.Д.** Пути энергосбережения при разделении смесей ректификацией / Я.Д. Зельвенский // Химическая промышленность. – 2001. – №5. – С. 11–13.

58. **Викторов В.К.** Программный комплекс для синтеза оптимальных энергосберегающих ректификационных систем / В.К. Викторов, Н.В. Лисицын, А.Ю. Малютин // Известия ВУЗов. Химия и химическая технология. – 2009. – Т.52. – №8. – С.96-99.

59. **Мешалкин В.П.** Автоматизированная разработка экономически оптимальной энергосберегающей системы ректификации изомеров диэтилбензола с использованием пинч-метода / В.П. Мешалкин, И.С. Булатов, В. Дови, А. Дель Борджи // Химическая промышленность, 2006. – №6. – С. 9.

60. **Айнштейн В.Г.** Многоколонная ректификация (принцип и процессуальные схемы) / В.Г. Айнштейн, М.К. Захаров // Химическая промышленность. – 2001. – №6. – С. 54-56.

61. **Клименко В.Л.** Энергоресурсы нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности / В.Л. Клименко, Ю.В. Костерин. – Л.: Химия, 1985.

62. **Фарахов М.И.** Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, И.П. Афанасьев. – Казань: КГЭУ, 2005.

63. **Минигулов Р.**М. Внедрение научно-технических разработок при добыче и подготовке природного газа / Р.М. Минигулов, А.Г. Лаптев, М.М. Тараскин // Вестник Казанского гос. энергет. ун-та. – 2009, № 3. – С. 8–13.

64. **Фарахов М.И.** Энергоресурсосберегающие модернизации установок разделения и очистки газов и жидкостей на предприятиях нефтегазохимического комплекса: Дис. … д-ра техн. наук / М.И. Фарахов. – Казань: КГТУ, 2009.

65. **Фарахов М.И.** Численное исследование структуры потока и модернизация гравитационных отстойников / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Вода: химия и экология. – 2008. – № 2. – С. 36-40.

66. **Лаптев А.Г.** Некоторые аспекты модернизации промышленных отстойников / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов // ВОДАmagazine. – 2008. – № 3. – С. 36-40.

ГЛАВА 6

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ И МАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ НАСАДОК «ИНЖЕХИМ»

Для решения задач проектирования новых высокоэффективных промышленных аппаратов разделения веществ и модернизации действующих авторами разработан ряд регулярных и нерегулярных насадочных элементов.

В данной главе представлены результаты экспериментальных исследований гидравлических и массообменных характеристик регулярных и нерегулярных насадок «Инжехим» [1–10], используемых при проектировании или модернизации тепло- и массообменных аппаратов (гл. 7–10). Конструктивные характеристики данных насадок представлены в гл. 3.

6.1. Конструирование насадочных контактных устройств

В последние годы в практике отечественных и зарубежных предприятий сложилась устойчивая тенденция к замене устаревших контактных элементов (барботажных тарелок, насадок и т.п.) преимущественно в вакуумных и атмосферных колоннах на модернизированные или вновь разработанные виды насадок, обладающих более широким интервалом устойчивой работы и большей эффективностью [11–28].

Насадочные колонны находят широкое применение в промышленности при проведении процессов абсорбции, ректификации и жидкостной экстракции, охлаждения газов и жидкостей и газосепарации. К достоинствам насадочных колонн можно отнести высокую эффективность и широкий интервал устойчивой работы, сравнительно невысокую стоимость и простоту конструкций, небольшое гидравлическое сопротивление, что особенно важно для работы вакуумных колонн.

В качестве контактных устройств используются регулярные и нерегулярные насадки. Нерегулярные насадки, как правило, находят применение в колоннах небольшого диаметра и при переоборудовании тарельчатых колонн. Их преимущество заключается в том, что они менее чувствительны к начальному распределению орошения, обладают более низкой стоимостью и проще в обслуживании.

При создании насадок новых типов ставятся следующие цели: во-первых, увеличение эффективности массообменного процесса, во-вторых, расширение интервала устойчивой работы аппарата (как по нижнему, так и по верхнему пределам). Для достижения указанных целей насадки должны удовлетворять определенным технологическим требованиям:

- высокая эффективность (т.е. по возможности более низкое значение ВЭТТ, более высокие значения коэффициентов массопередачи и степени извлечения);
- небольшое обратное перемешивание;
- низкое гидравлическое сопротивление;
- высокая пропускная способность;
- малая удерживающая способность (для некоторых процессов это требование несправедливо);
- простота монтажа в колонну.

Кроме того, одними из важнейших требований являются простота технологии и доступность изготовления насадок, коррозионная стойкость, низкая материалоемкость. Часто трудности изготовления вынуждают отказаться от насадки, несмотря на все ее положительные качества. Насадка, обладающая достаточно хорошими технологическими характеристиками, может быть рекомендована для широкого использования, если разработана технология ее массового производства. Поэтому при выборе насадки особое внимание уделяется технологичности ее производства в больших объемах.

Широко используются, насадочные элементы как зарубежных, так и отечественных фирм, например, нерегулярные насадки HY-PAK, CASCADE-RINGS, «Инжехим», ГИПХ, ГИАП и регулярные – INTALOX, Sulzer, Koch, «Инжехим», Norton, «Меллапак», «Вакупак», «Кедр» и др.

Обилие известных конструкций насадок, различия в характере их укладки и широкий диапазон материалов, из которых они могут изготавливаться, обуславливают необходимость классификации насадочных контактных устройств. В литературе известны попытки такой классификации [4, 12, 23]. Большую группу насадок образуют так называемые кольцевые насадки, выполняемые в виде тонкостенных цилиндрических колец. В другую входят седловидные насадки, получившие название благодаря своей специфической форме. Кроме указанных, существуют неупорядоченные насадки S-образной формы, а также других типов (спиральные, коаксиальные цилиндрические и т.д.).

Кольца Рашига, положившие начало металлическим кольцевым насадкам, представляют собой цилиндры с высотой, равной наружному

диаметру, изготавливаемые путем нарезки из труб или гибки из металлической ленты. Преимуществами этого типа насадки являются простота изготовления и низкая стоимость. Недостатками – низкие гидродинамические и массообменные характеристики, экранирование элементов в слое, малая доступность внутренней поверхности кольца для омывания потоками, значительное перераспределение жидкости к стенкам аппарата по мере перемещения ее в слое насадки вне зависимости от характера ее начального распределения. Дальнейшее совершенствование кольцевых насадок шло по пути устранения указанных недостатков.

Один из путей – перфорирование стенки кольца. Такой прием делает кольцо более проницаемым для обеих взаимодействующих фаз, улучшает омываемость внутренней поверхности элемента, снижает гидравлическое сопротивление. Широкое промышленное использование в настоящее время нашла одна из разновидностей кольцевых насадок – кольца Палля. Элемент такой насадки представляет собой цилиндр с высотой, равной наружному диаметру. При изготовлении на боковых стенках делают два ряда прямоугольных надрезов, смещенных относительно друг друга, и лепестки отгибают внутрь кольца. На боковых стенках, кроме того, штампуют 2–3 продольные зиги для увеличения механической прочности элемента. Такая конструкция позволяет при близких геометрических параметрах увеличить пропускную способность по сравнению с кольцами Рашига приблизительно в 1,2 раза, снизить гидравлическое сопротивление при различных режимах течения в 1,6–4 раза, увеличить эффективность разделения почти на 25 %.

Однако, у колец Палля и подобных им нерегулярных насадок имеется существенный недостаток, заключающийся в том, что в процессе перераспределения на поверхности лепестков жидкая фаза формируется в виде капель. В то же время исследования последних лет показали, что формирование жидкой фазы в виде пленок предпочтительнее, так как при этом снижаются потери напора газового потока, уменьшается унос и повышается разделительная способность.

Конструктивно эта проблема решается за счет наличия у элемента насадки «пленкообразующих» поверхностей. Так, например, у «суперколец Рашига» такой поверхностью служат волнообразные полосы.

Другой путь совершенствования кольцевых насадок – уменьшение соотношения высоты кольца и диаметра. У рассмотренных выше конструкций это соотношение равно 1, однако предлагается уменьшить это соотношение, т. е. высота кольца должна быть меньше его диаметра. Превращение кольца в мини-кольцо делает внутреннюю поверхность

более доступной для смачивания, снижает коэффициент извилистости, что в совокупности должно привести к некоторому увеличению эффективности. При этом следует учитывать возможное изменение плотности укладки элементов.

Как уже отмечалось, в кольцах Рашига внутренняя поверхность менее доступна для контактирующих потоков, чем внешняя. Этот недостаток побудил искать новую форму элементов, у которых была бы только «внешняя» поверхность, и в то же время элементы по возможности меньше экранировали бы друг друга. В результате появились седловидные насадки. Наиболее известные из них – седла Берля и седла Инталокс. Металлические седла Инталокс представляют собой изогнутую в форме дуги полосу с отбортовкой. В основе в продольном направлении делается четыре надреза, и надрезанная часть дугой отгибается в противоположном от основы направлении и на ней дополнительно отгибают внутрь еще 2–4 лепестка. Такая насадка по сравнению с кольцами Палля имеет большую (на 7 %) эффективность, большую (на 10–30 %) пропускную способность и вдвое меньшее гидравлическое сопротивление.

При разработке *S*-образных насадок исходили из необходимости создания такой конструкции, которая обеспечивала бы наиболее благоприятные условия для полного омывания как внешней, так и внутренней поверхности элементов, сохраняла бы развитую поверхность контакта фаз и при этом была бы проста в изготовлении.

Разработанная в ГИАПе конструкция представляет собой элемент, цилиндрическая поверхность которого разделена на два полукольца, соединенных диаметральной перегородкой, с которой кромки полуколец образуют продольные зазоры. Соотношение радиуса кривизны полуколец и диаметра описываемой им окружности равно 0,5; а высота насадки равна диаметру полуколец. Полукольца и перегородки могут быть перфорированными. По сравнению с кольцами Рашига эта насадка имеет большую (на 14 %) геометрическую поверхность и меньшую (на 27 %) ВЭТС. Таким образом, имея довольно простую конструкцию, насадка обеспечивает высокую эффективность разделения.

Модификация вышеописанной насадки представляет собой S-образный элемент, противоположные концы полуколец которого смещены относительно плоскости перегородки во взаимно противоположном направлении на величину, соизмеримую с шириной перегородки, которая имеет форму параллелограмма. Такое конструктивное решение способствует более полному омыванию внутренней поверхности

контактирующими потоками при любой ориентации элемента в слое, а также исключает заклинивание соседних элементов.

В литературе описываются также нерегулярные металлические насадки и других форм. Предлагается конструкция насадки, изготовленной из листа, свернутого спиралью. Эффективность работы насадки достигается за счет завихрения потока газа с помощью струеобразующих элементов в виде окон с лепестками, расположенными на поверхности насадки.

Рассматривается конструкция насадки, изготовленной из проволоки, свернутой в виде спирали. Каждый ее виток имеет вид многоугольника с числом сторон от 3 до 6, причем вершины смежных витков смещены относительно друг друга на 15°, а оси спиральных элементов наклонены к плоскости витков. Эта насадка более плотно укладывается в колонну, лучше распыляет струйки как жидкости, так и пара. Насадку отличает также развитая поверхность контакта.

Из сказанного выше следует, что нерегулярные насадки, в том числе металлические, будут еще долгие годы в большом масштабе эксплуатироваться в различных отраслях промышленности.

Поэтому, несмотря на довольно широкий фронт работ по созданию новых насадок и наличие в настоящее время насадок с довольно хорошими характеристиками, не следует прекращать работ по созданию более совершенных насадок.

При разработке конструкций регулярных и нерегулярных насадочных элементов авторами данной монографии учитывались и анализировались реальные физические процессы, происходящие при массообмене [2, 6, 8, 18]. Так, например, известно, что при ректификации большинства смесей сопротивление массопередаче от 60 до 90 % сосредотачивается в паровой фазе. Отсюда напрашивается вывод об организации интенсивной турбулизации паровой фазы за счет различных конструктивных решений по форме насадки. Эти выводы справедливы и для абсорбции легко растворимых газов. Если основное сопротивление массопередаче сосредоточено в жидкой фазе, то необходима организация волнового и даже турбулентного пленочного течения по элементам насадки.

Одним из способов интенсификации массоотдачи в жидкой фазе является создание шероховатой поверхности контактных устройств. Для выбора высоты элементов шероховатости использовались известные исследования ряда авторов [29–35]. Установлено, что если высота выступов небольшая, т. е. они утоплены в вязком подслое, то коэффициент

массоотдачи меньше на 10–15 %, чем для гладких поверхностей. Если высота выступов приблизительно равна толщине вязкого подслоя, то коэффициент массоотдачи сравним с коэффициентом массоотдачи для гладкой поверхности. Для увеличения интенсивности массоотдачи по сравнению с гладкой поверхностью необходимо, чтобы высота выступов была в 5–10 раз больше толщины вязкого подслоя, т. е. h=(5 ÷ 10) δ_1.

Для оценки высоты шероховатостей на поверхности насадки сделаны следующие расчеты. Как известно из теории турбулентного пограничного слоя, безразмерная толщина вязкого подслоя в двухслойной модели равна

$$\frac{u_* \delta_1}{\nu_ж} = 11{,}6, \tag{6.1}$$

где u_* – динамическая скорость, м/с; δ_1 – толщина вязкого подслоя, м; $\nu_ж$ – кинематическая вязкость, м^2/с.

Отсюда

$$\delta_1 = 11{,}6 \frac{\nu_ж}{u_*}. \tag{6.2}$$

Динамичная скорость при пленочном течении записывается из выражения для касательного напряжения на стенке

$$\tau = \rho g \delta_{пл} = u_*^2 \rho, \tag{6.3}$$

где $\delta_{пл}$ – толщина пленки, м; ρ – плотность жидкости, кг/м^3; g – ускорение свободного падения, м/с^2.

Отсюда следует:

$$u_* = \sqrt{g \delta_{пл}}. \tag{6.4}$$

Среднюю толщину пленки на поверхности насадки определили исходя из задержки жидкости $\varepsilon_ж$ (м^3/м^3). Так, например, задержка жидкости в регулярной насадке находится в пределах $\varepsilon_ж \approx$ 0,05 – 0,08. Принято за среднюю $\varepsilon_ж$ = 0,065, что хорошо подтверждается экспериментальными исследованиями.

Толщина пленки составит:

$$\delta_{\text{пл}} = \varepsilon_{\text{ж}} / a_v, \qquad (6.5)$$

где a_v – удельная поверхность разрабатываемой насадки, $м^2/м^3$. Если $a_v = 160$, то получим $\delta_{\text{пл}} = 0{,}065/160 = 4 \cdot 10^{-4}$ м.

Из формулы (6.4) найдем $u_* = 0{,}0626$ м/с. Для воды (t = 20 °С) толщина вязкого подслоя составит (6.2) $\delta_1 = 1{,}85 \cdot 10^{-4}$м.

Следовательно, высота элементов шероховатостей должна быть в несколько раз больше δ_1.

Авторами выполнено конструирование целого ряда регулярных и нерегулярных насадок и распределителей фаз [36–43] (см. гл. 3). Экспериментальное исследование этих элементов приводится в следующих разделах.

6.2. Экспериментальное исследование гидравлических характеристик сегментной регулярной насадки

Для проведения гидравлических испытаний новых насадок использовалась экспериментальная установка [2, 10, 44]. Установка состоит из колонны диаметром 600 мм с переходником под круглые и квадратные обечайки меньших размеров, воздуховода с вентилятором для подачи потока газа, водопровода, напорной и накопительной емкостей и насоса для орошения насадочного слоя. В аппарате расположены следующие внутренние устройства: опорная решетка, распределитель газовой фазы, распределитель жидкой фазы. Для визуального наблюдения распределения жидкости предусмотрены окна.

В колонне организовано противоточное движение фаз. Воздух от вентилятора по воздуховоду подается в нижнюю часть аппарата. Далее он проходит через ситчатый распределитель, в результате чего достигается равномерный профиль скорости на входе в слой насадки. В то же время жидкая фаза из напорной емкости подается на орошение слоя насадки в колонне. Для равномерного начального распределения жидкой фазы по сечению аппарата выше слоя насадки установлен трубчатый распределитель. Число точек орошения подобрано согласно известным рекомендациям. Проходя через аппарат, жидкость распределяется по поверхности насадочных элементов, а газовая фаза занимает весь свободный объем аппарата.

Далее жидкость поступает в накопительную емкость, а газ выбрасывается в атмосферу. Предусмотрена возможность возврата жидкости из накопительной емкости в напорную.

На рис. 6.1 даны фотографии пульта управления стендом и показаны экспериментальные исследования распределителя жидкой фазы.

Целью проведения гидравлических испытаний насадки является:

1) экспериментальное определение зависимости гидравлического сопротивления слоя насадки от нагрузок по жидкости и газу;

2) определение зависимости коэффициента сопротивления от режимных параметров;

3) изучение структуры потока жидкой фазы в слое насадки;

4) исследование предельных нагрузок;

5) исследование распределителей фаз.

Рис. 6.1. Испытательные стенды «Инжехим»

Результаты экспериментальных исследований сегментно регулярной рулонной насадки «Инжехим»

Разработана конструкция насадки, образованной сдвоенными лентами, одна из которых имеет гофры треугольной формы, на сторонах гофров выполнены лепестки в виде круговых сегментов, при этом хорды сегментов смежных сторон гофров расположены под углом друг к другу. Такое конструктивное выполнение насадки за счет формы и ориентации отогнутых лепестков обеспечивает как осевую, так и радиальную составляющие скорости газовой фазы, что приводит к ее дополнительной турбулизации и повышению массообменных характеристик процесса. Сплошная лента служит для формирования обновленной межфазной поверхности из жидкости, выносимой на ее поверхность потоком газа из сегментных отверстий, образованных при отгибе лепестков. Кроме того, чередование плоских и гофрированных лент обеспечивает жесткость пакету насадки, что позволяет выполнить ее из тонкого материала [37].

Насадка (рис. 6.2) выполнена в виде пакета, образованного лентами 1 и 2. На боковых поверхностях треугольных гофров ленты 1 выполнены лепестки 3 и 4 в виде круговых сегментов. При этом хорды у смежных гофров наклонены друг к другу. Ориентация лепестков каждого последующего слоя насадки противоположна предыдущей, что исключает поперечное смещение газового потока по ходу газового движения.

Насадка изготовлена из перфорированных сплошных лент шириной 40 мм методом штамповки. Удельная поверхность насадки $a_v = 160 - 280$ м^2/м^3; удельный свободный объем $\varepsilon_{св} = 0{,}95$ м^3/м^3.

Насадка, свернутая в рулон, укладывалась на опорную решетку под распределителем газовой фазы. Орошение насадки осуществляется через распределитель жидкой фазы.

Экспериментальные исследования проводились на системе воздух – вода при высоте слоя новой насадки 0,94 м. Скорость газа в колонне достигала значений 5 м/с, плотность орошения изменялось от 5 до 30 м^3/м^{2}ч.

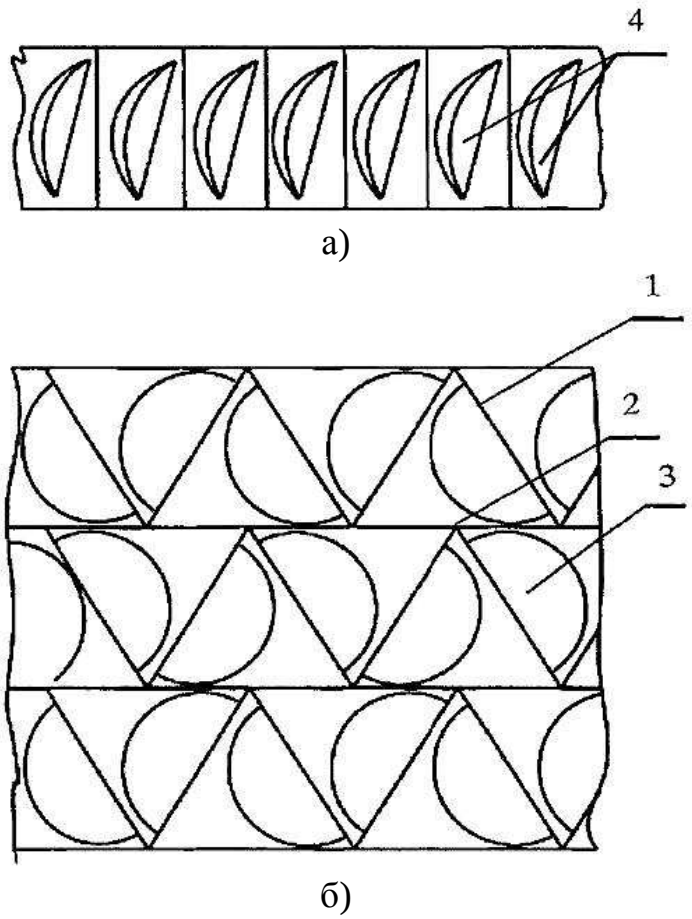


Рис. 6.2. Сегментная насадка: а) вид спереди; б) – вид с торца

Гидравлическое сопротивление сухой насадки

Экспериментальное исследование сопротивления сухой насадки проведено в зависимости от скорости газа (воздуха) в диапазоне скоростей 0,5–4,5 м/с. При этом значение критерия $\mathrm{Re}_г$ для газа $\mathrm{Re}_г = \dfrac{W_0 d_э}{\nu_г}$ изменяется от 340 до 3100, где W_0 – фиктивная скорость газа, м/с; $d_э$ – эквивалентный диаметр насадки, м; $\nu_г$ – коэффициент кинематической вязкости газовой фазы, $м^2/с$.

Расчет гидравлического сопротивления сухой насадки проводится по известному уравнению

$$\Delta p_{сух} = \xi_0 \frac{H}{d_э} \frac{\rho_г W_0^2}{2}, \qquad (6.6)$$

где $\Delta p_{\text{сух}}$ – гидравлическое сопротивление сухой насадки, Па; ξ_0 – коэффициент сопротивления сухой насадки; H – высота слоя насадки, м; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа, кг/м^3.

Коэффициент сопротивления сухой насадки ξ_0 определяется в результате обработки экспериментальных данных известным методом наименьших квадратов. При этом коэффициент ξ_0 зависит от числа $\text{Re}_{\text{г}}$ в виде $\xi_0 = A\,\text{Re}_{\text{г}}^{B}, \text{Re}_{\text{г}} = \dfrac{W_0 d_{\text{э}}}{\nu_{\text{г}}}$, $d_{\text{э}} = 4\dfrac{\varepsilon_{\text{св}}}{a_v}$.

Коэффициенты A и B данной аппроксимации рассчитываются в результате минимизации функции:

$$\sum_{i=1}^{n}\left(\Delta p_{\text{сух.эксп}} - \Delta p_{\text{сух.расч}}\right)^2 \to \min. \qquad (6.7)$$

В результате обработки экспериментальных данных получено [44–46]

$$\xi_0 = 0{,}105\,\text{Re}_{\text{г}}^{0{,}108}. \qquad (6.8)$$

Сравнение значений перепада давления для различия насадок показано на рис. 6.9 (разд. 6.3).

Погрешность аппроксимации экспериментальных данных $\Delta p_{\text{сух.эксп}}$ уравнением (6.7) составляет от 0,57 до 9,58 %. Погрешность аппроксимации рассчитывается по формуле

$$\Delta_i = \frac{\left|\Delta p_{\text{сух.эксп}} - \Delta p_{\text{сух.расч}}\right|}{\Delta p_{\text{сух.эксп}}} \cdot 100\,\%.$$

Среднее квадратичное отношение

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum \Delta_i^2}{n-1}} = 4{,}12\,\%.$$

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки

Экспериментальное исследование сопротивления орошаемой насадки рулонного типа проведено в зависимости от скорости газа (воздуха) W_0(м/с) и плотности орошения жидкости (вода) L (м^3/м^{2}ч). Скорость газа изменяется от 0,5 до 4,5 м/с, а плотность орошения $L = Q/S$ от 5 до 30 м^3/м^{2}ч, где Q – расход жидкости (м^3/ч), S – площадь сечения аппарата (м^2).

Расчет гидравлического сопротивления орошаемой насадки проводится по уравнению

$$\Delta p_{\text{ор}} = \xi_{\text{ор}} \frac{H}{d_{\text{э}}} \frac{\rho_{\text{г}} W_{\text{г,отн.}}^2}{2}, \qquad (6.9)$$

где $\Delta p_{\text{ор}}$ – гидравлическое сопротивление орошаемой насадки, Па; $\xi_{\text{ор}}$ – коэффициент орошаемой насадки, зависящий от скорости газа и плотности орошения; $W_{\text{г.отн}} = W_0 + W_{\text{ж}}$ – относительная скорость газа, м/с; $W_{\text{ж}}$ – среднее (фиктивное) значение скорости жидкости, м/с.

Коэффициент сопротивления орошаемой насадки $\xi_{\text{ор}}$ записывается в виде

$$\xi_{\text{ор}} = \xi_0 + c\,\text{Re}_{\text{ж}}^{m\,\text{Re}_{\text{г}}}, \qquad (6.10)$$

где $\text{Re}_{\text{ж}} = \frac{q_{\text{ж}} d_{\text{э}}}{\nu_{\text{ж}}}$ – число Рейнольдса для жидкости; $\text{Re}_{\text{г}}$ – число Рейнольдса для газа; c и m – эмпирические коэффициенты, полученные в результате обработки экспериментальных данных по орошаемой насадке; $q_{\text{ж}} \sim \text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$. Обработка экспериментальных данных проводится, как и в предыдущем случае, методом наименьших квадратов.

В результате расчета коэффициент сопротивления орошаемой насадки получается в виде [44, 45]

$$\xi_{\text{ор}} = \xi_0 + 0{,}0226\,\text{Re}_{\text{ж}}^{0{,}34 \cdot 10^{-3}\,\text{Re}_{\text{г}}}. \qquad (6.11)$$

Погрешность аппроксимации экспериментальных данных уравнениями (6.9) – (6.10) в отдельных опытах изменяется от 0,03 до 19 %.

Среднее квадратичное отклонение $\sigma = 2{,}5\%$.

На рис. 6.3, 6.4 представлены зависимости гидравлического сопротивления орошаемой насадки от скорости газа и плотности орошения [44–46].

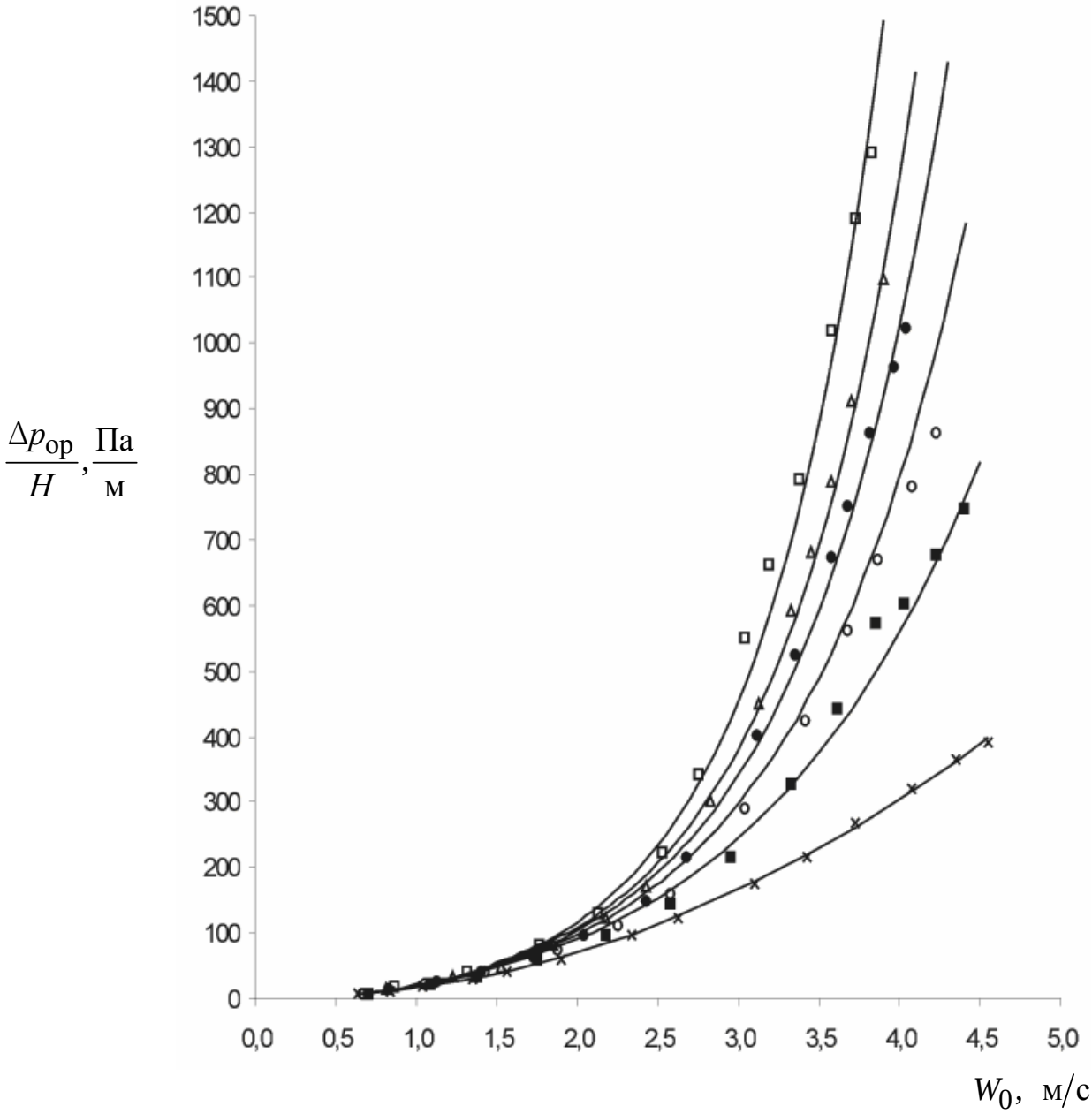


Рис. 6.3. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от скорости газа и плотности орошения L, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$: × – $L = 0$; ■ – $L = 5$; ○ – $L = 10$; ● – $L = 15$; Δ – $L = 20$; □ – $L = 30$

Сравнение сопротивления орошаемой рулонной насадки с сопротивлением на современных структурных пакетных насадках, собранных из гофрированных или рифленых листов, в том числе пакетных насадках INTALOX фирмы NORTON, показывает преимущества рулонной насадки.

На рис. 6.5–6.6 проводится сравнение гидравлического сопротивления орошаемой рулонной насадки с сопротивлением на известных конструкциях регулярных и нерегулярных насадок [44–46].

С увеличением плотности орошения гидравлическое сопротивление рулонной насадки по сравнению с кольцами Рашига в укладку снижается (рис. 6.4) и значительно ниже сопротивления нерегулярных насадок (кольца Рашига внавал, кольца Палля).

На рис. 6.6 приводится сравнение сопротивления рулонной насадки с сопротивлением регулярных насадок типа: плоско-параллельная, «зиг-заг», спиральная гофрированная.

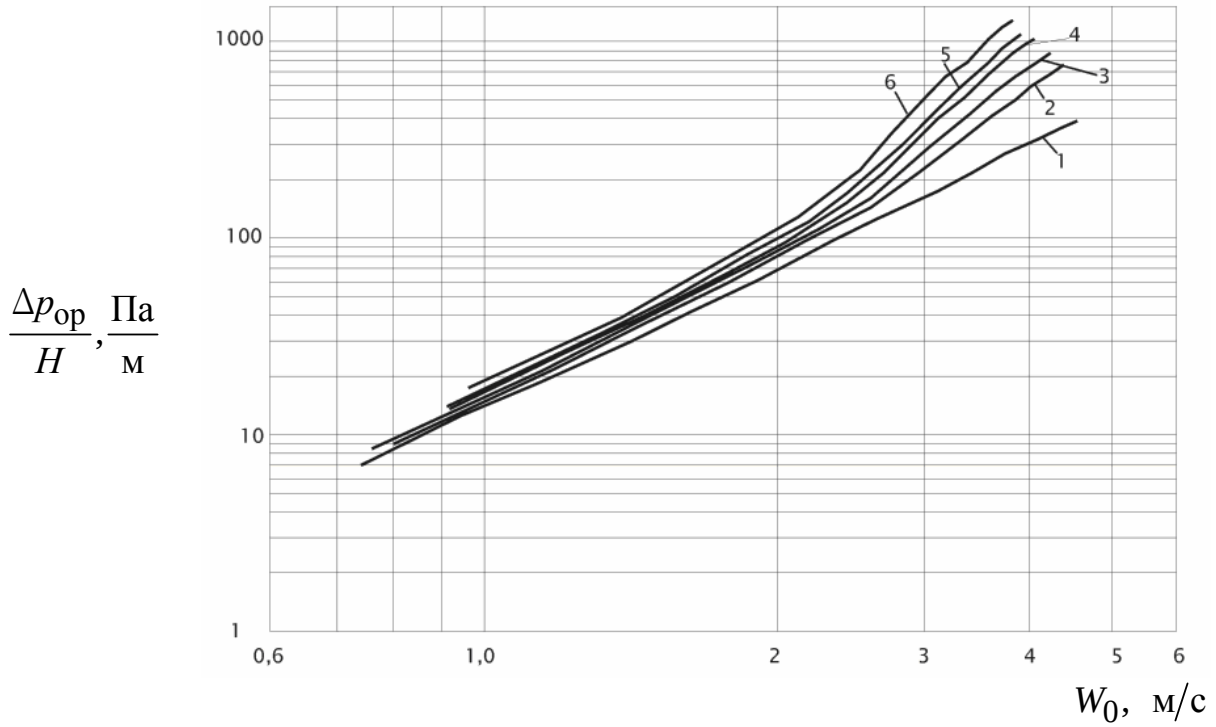


Рис. 6.4. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от скорости газа и плотности орошения L, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$: 1 – 0; 2 – 5; 3 – 10; 4 – 15; 5 – 20; 6 – 30

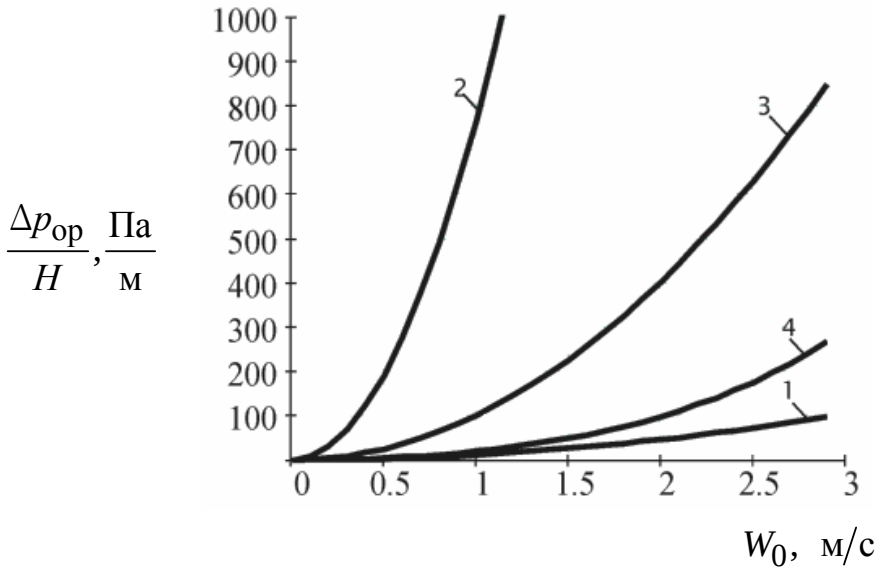


Рис. 6.5. Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок при плотности орошения $L = 10$ м/ч: 1 – кольца Рашига в укладку, $d = 100$ мм; 2 – кольца Рашига внавал, $d = 25$ мм; 3 – кольца Палля, $d = 50$ мм; 4 – рулонная насадка

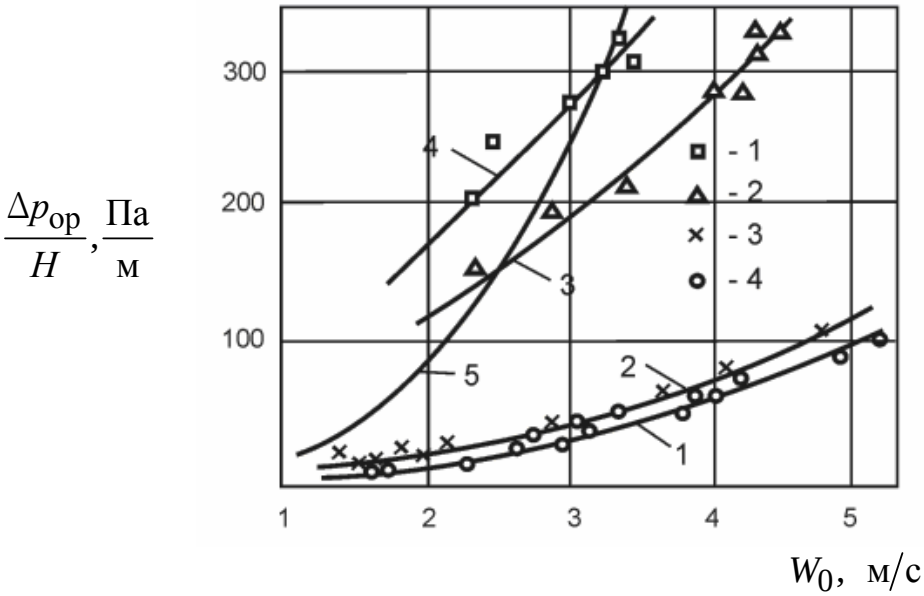


Рис. 6.6. Зависимость удельного гидравлического сопротивления от скорости газа для регулярных пакетных насадок при ректификации смеси метанол-вода (плотность орошения 4–14 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$), данные в работе [47]: 1 – плоскопараллельная насадка, $d_э = 18$ мм; 2 – насадка «зиг-заг», $d_э = 12$ мм; 3 – спиральная рулонная насадка с прямым гофром, $d_э = 30$ мм; 4 – с косым гофром; 5 – рулонная насадка [45], система воздух-вода, плотность орошения 5 $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$, $d_э = 7{,}8$ мм

До величины скорости газа 3 м/с рулонная насадка имеет гидравлическое сопротивление ниже, чем спиральная гофрированная насадка и выше, чем плоско-параллельная и насадка типа «зиг-заг».

Экспериментально исследована динамическая составляющая задержки жидкости в слое насадки. Получено следующее обобщающее выражение:

$$\varepsilon_{\text{жд}} = 0{,}16\,\mathrm{Re}_{\text{ж}}^{0{,}186}\,\mathrm{Ga}^{-0{,}23}, \qquad (6.12)$$

где $\mathrm{Re}_{\text{ж}} = 4q/(\nu_{\text{ж}} a_v)$; $\mathrm{Ga} = g/(\nu_{\text{ж}}^2\, a_v^3)$.

Учитывая высокую удельную поверхность, свободный объем разработанной рулонной насадки, выполнив сравнительный анализ сопротивления различных насадок, можно сделать следующие выводы:

- разработанная рулонная насадка имеет широкий диапазон рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- режим подвисания пленки начинается при скорости газа 2,5–2,7 м/с в зависимости от плотности орошения (рис. 6.4);
- в исследованном диапазоне скорости газа и плотности орошения «захлебывания» насадки не наблюдается.

6.3. Результаты гидравлических исследований регулярной рулонной гофрированной насадки

Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов, состоящая из пакетов, набранных из гофрированных листов и установленных один над другим слоями, отличается тем, что центральный пакет в слое выполнен в виде цилиндра, а остальные пакеты размещены в виде долей коаксиальных цилиндров, при этом гофры листов расположены под углом к горизонту, а в смежных листах пакета выполнены перекрестно (рис. 6.7) [6, 42]. На рис. 6.8 показана изготовленная насадка для промышленной колонны.

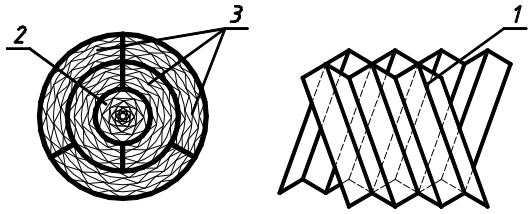


Рис. 6.7. Вид регулярной насадки: 1 – гофры смежных листов; 2 – центральный пакет; 3 – остальные пакеты

Рис.6.8. Насадка «Инжехим» для промышленной колонны

Гидравлическое сопротивление сухой насадки

Экспериментальное исследование сопротивления сухой насадки проведено в зависимости от скорости газа (воздуха) в диапазоне скоростей 0,6–7,0 м/с ($500 < \mathrm{Re}_г < 6000$).

Расчет гидравлического сопротивления сухой насадки проводится по известному уравнению (6.6).

В результате обработки экспериментальных данных получено [6, 44]

- для рулонной с шероховатой поверхностью (пуклеванной):

$$\xi_0 = 3{,}89\,\mathrm{Re}_г^{-0{,}294}. \qquad (6.13)$$

- для рулонной просечной: $\xi_0 = 0{,}8$.

Экспериментальные данные сопротивления сухой рулонной насадки (рис. 6.9) показывают большее гидравлическое сопротивление рулонной насадки по сравнению с сопротивлением колец Рашига, расположенных в укладку ($d = 100,\ 80,\ 50$ мм). Удельная поверхность таких колец составляет от 60 до 110 $м^2/м^3$, что по сравнению с рулонной насадкой меньше в 2–3 раза, и в этом случае рулонная насадка предпочтительнее колец Рашига.

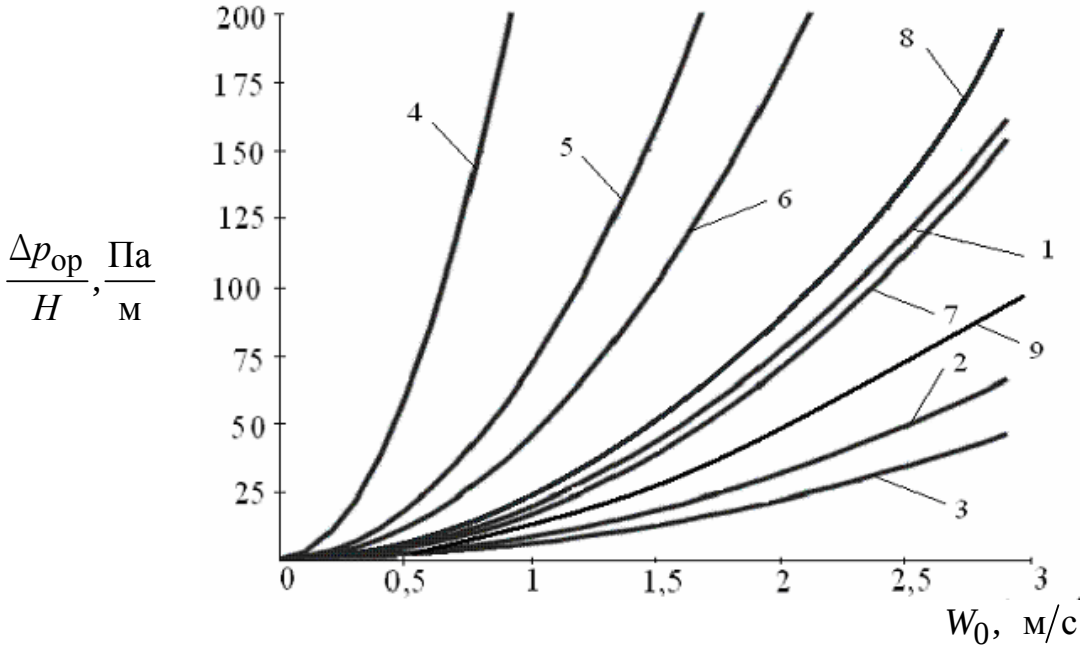


Рис. 6.9. Гидравлическое сопротивление сухой насадки: 1, 2, 3 – кольца Рашига в укладку, $d = 50,\ 80,\ 100$ мм; 4, 5 – кольца Рашига внавал, $d = 25,\ 50$ мм; 6 – кольца Палля, $d = 50$ мм; 7 – рулонная насадка [37] (с сегментными отверстиями); 8 – рулонная просечная; 9 – рулонная с шероховатой поверхностью [42]

Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки

Экспериментальное исследование сопротивления орошаемой насадки рулонного типа проведено в зависимости от скорости газа (воздуха) W_0 и плотности орошения жидкости (вода) $L\,(м^3/м^2ч)$. Скорость газа изменяется до 7,5 м/с, а плотность орошения до 120 $м^3/м^2ч$.

На рис. 6.10 и 6.11 представлены зависимости гидравлического сопротивления орошаемой насадки от скорости газа (фактора скорости $W_0\sqrt{\rho_г}$) и плотности орошения.

На рис. 6.12–6.13 проводится сравнение гидравлического сопротивления орошаемой рулонной насадки с сопротивлением на известных конструкциях регулярных и нерегулярных насадок.

С увеличением плотности орошения гидравлическое сопротивление рулонной насадки по сравнению с кольцами Рашига в укладку снижается

и значительно ниже сопротивления нерегулярных насадок (кольца Рашига внавал, кольца Палля).

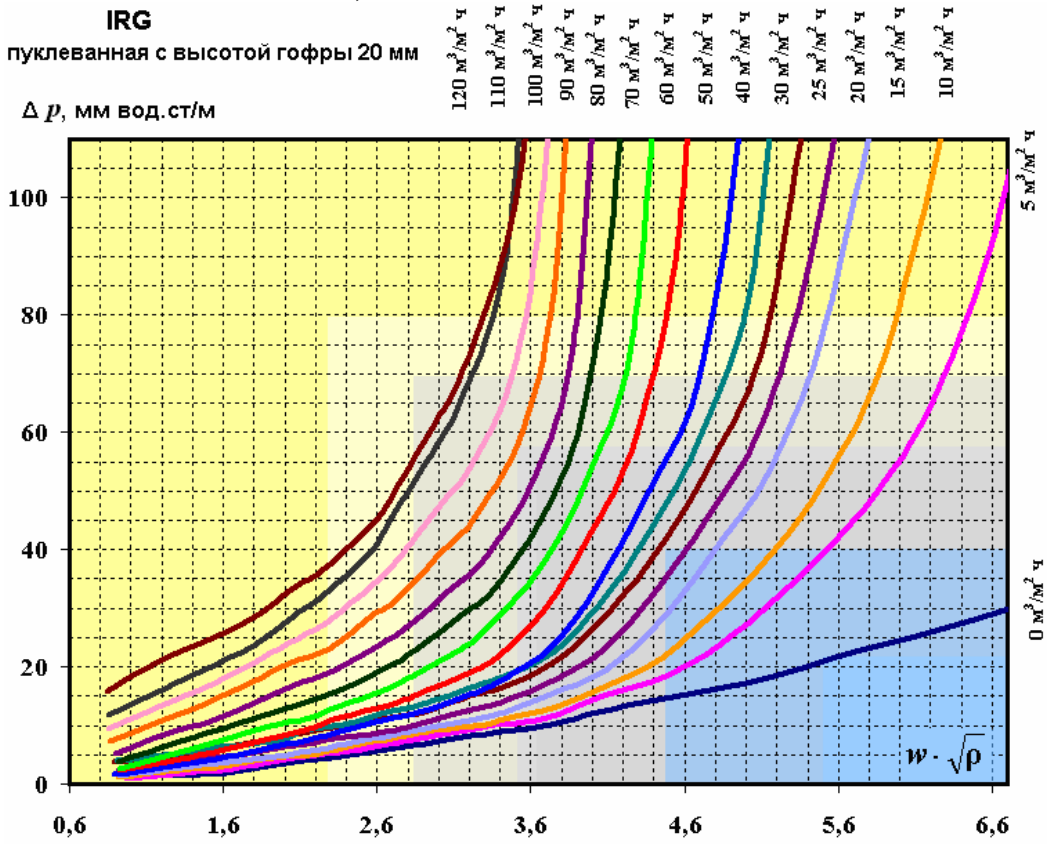


Рис. 6.10. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от фактора скорости газа и плотности орошения.

Насадка рулонная регулярная пуклеванная (гофра 20 мм)

Сравнение сопротивления орошаемой рулонной насадки с сопротивлением на современных структурных пакетных насадках, собранных из гофрированных или рифленых листов, в том числе пакетные насадки INTALOX фирмы NORTON, показывает (рис. 6.13) преимущества рулонной насадки.

До величины скорости газа 3 м/с рулонная насадка имеет гидравлическое сопротивление ниже, чем спиральная гофрированная насадка и выше, чем плоско-параллельная и насадка типа «зиг-заг».

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки часто используется выражение вида [47]

$$\frac{\Delta p_{\text{op}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = 10^{bq}. \qquad (6.14)$$

где $q \sim \text{м}^3 \Big/ \left(\text{м}^2 \cdot \text{ч}\right)$.

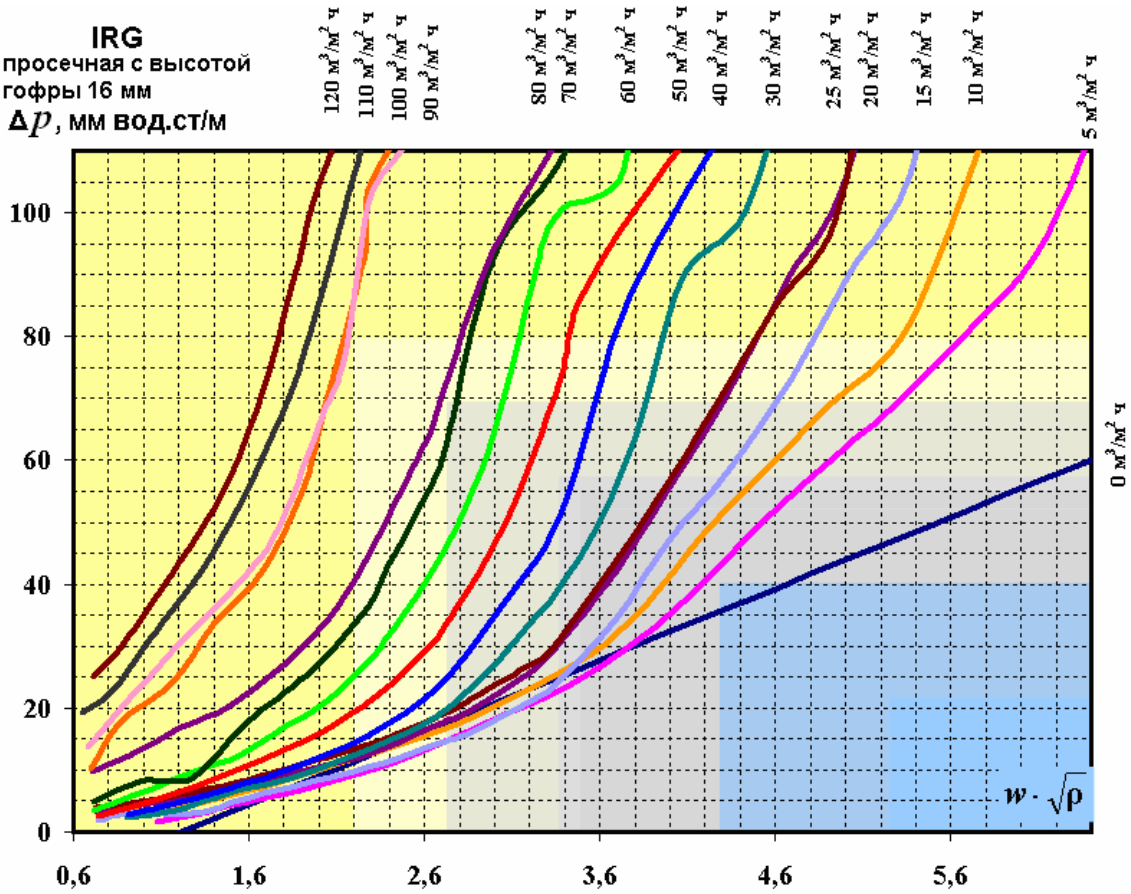


Рис. 6.11. Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в зависимости от фактора скорости газа и плотности орошения.

Насадка рулонная просечная

В результате обработки экспериментальных данных (рис. 10.10, 10.11) для пленочного режима получено:

– насадка с шероховатой поверхностью: b = 0,0082;

– насадка с просечками: b = 0,0091.

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет 12,5 %.

Учитывая высокую удельную поверхность, свободный объем разработанной рулонной насадки, выполнив сравнительный анализ сопротивления различных насадок, можно сделать следующие выводы:

- разработанная рулонная гофрированная насадка имеет широкий диапазон рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;
- режим подвисания пленки начинается при скорости газа 3,0–3,5 м/с в зависимости от плотности орошения (рис. 6.10);
- для использования данной насадки в вакуумных колоннах наиболее подходит насадка с шероховатой поверхностью, так как она имеет меньшее гидравлическое сопротивление.

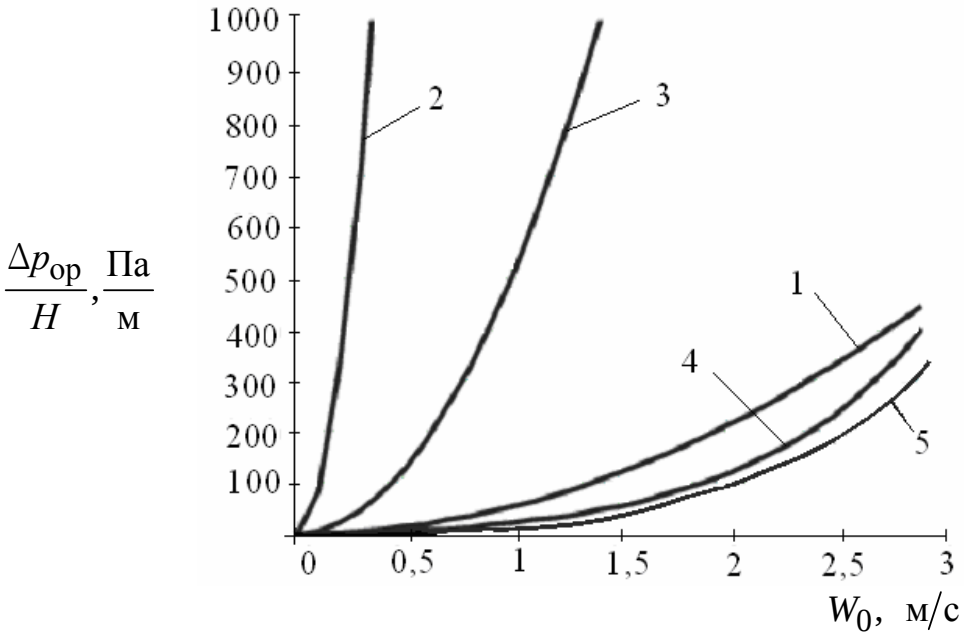


Рис. 6.12. Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок при плотности орошения $L = 30$ м/ч: 1 – кольца Рашига в укладку, $d_э = 100$ мм; 2 – кольца Рашига внавал, $d = 25$ мм; 3 – кольца Палля, $d = 50$ мм; 4 – рулонная насадка с сегментными отверстиями [37]; 5 – рулонная просечная, $d_э = 15$ мм [42]

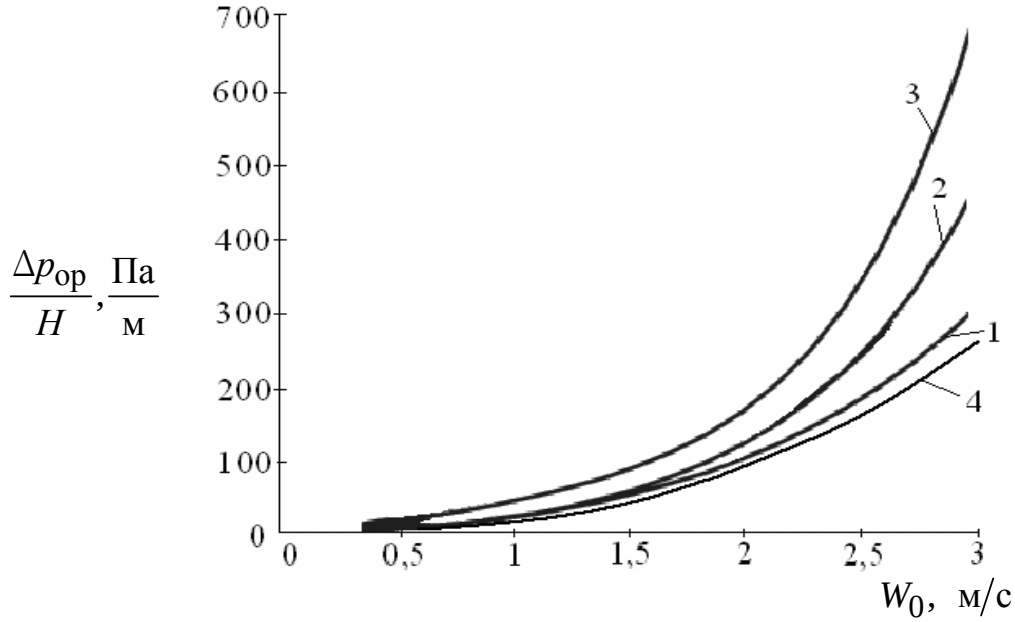


Рис. 6.13. Гидравлическое сопротивление орошаемых насадок в зависимости от скорости газа и плотности орошения L, м/ч: 1, 2 – рулонная насадка, плотность орошения $L = 10$, 30 м/ч [37]; 3 – структурная насадка INTALOX 3T при полном рефлюксе (система изооктан-толуол); 4 – рулонная с шероховатой поверхностью [42]

Аппроксимация результатов измерения задержки жидкости осуществляется известным уравнением [47]:

$$\varepsilon_{ж} = A \cdot \mathrm{Re}_{ж}^{m} \mathrm{Ga}^{-\kappa}, \qquad (6.15)$$

где числа подобия $\mathrm{Re}_{ж} = 4q/(\nu_{ж} a_v)$; $\mathrm{Ga} = g/\left(\nu_{ж}^2 a_v^3\right)$; q – плотность орошения, м^3/(м^{2}с); $\nu_{ж}$ – коэффициент кинематической вязкости, м^2/с; a_v – удельная поверхность насадки, м^2/м^3.

В результате обработки экспериментальных данных получены коэффициенты эмпирического уравнения:

$$\varepsilon_{ж} = 0,652\,\mathrm{Re}_{ж}^{0,186}\,\mathrm{Ga}^{-0,23}. \qquad (6.16)$$

6.4. Результаты экспериментальных исследований регулярной насадки IRG

Решена техническая задача по конструкции регулярной насадки, содержащей уложенные в пакет гофрированные листы с перекрестным расположением гофров в соседних листах, с выполненными на поверхности листов выступами, причем выступы расположены горизонтальными рядами, при этом расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами. Конструкция регулярной насадки показана на рис. 6.14 и 6.15 [2, 36].

Новая упорядоченная насадка названа IRG (Ingechim Regular Gofr), что означает регулярная гофрированная насадка ИВЦ «Инжехим».

Насадка выполнена из листа, имеющего параллельные гофры с вершинами. На боковых поверхностях гофров выполнены горизонтальные ряды выступов. Причем расстояние между выступами в рядах меньше расстояния между рядами выступов.

Насадка представляет собой пакет установленных вертикально гофрированных металлических пластин. Гофры пластин расположены под углом к горизонту. Пакет составляется таким образом, что гофры соседних пластин расположены перекрестно (рис. 6.14). На поверхности пластин созданы фигурные шероховатости в виде выпуклостей. Пакет регулярной насадки показан на рис. 6.15 [2].

Такое конструктивное исполнение позволяет достичь высокого свободного объема насадки в аппарате за счет исключения взаимного

проникновения насадки и равномерного распределения поверхности по сечению аппарата.

Рис. 6.14. Элементы пластин насадки

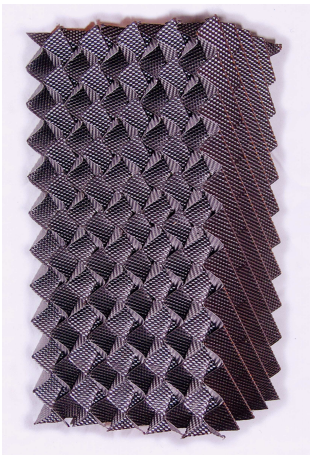


Рис. 6.15. Пакет пластин насадки

Экспериментальные исследования проводились на системе воздух – вода при высоте слоя новой насадки 1,0 м. Максимальная фиктивная (на полное сечение колонны) скорость газа в колонне достигала 3,1 м/с, плотность орошения составляла 5, 10 и 20 $м^3/(м^2 \cdot ч)$. На рис. 6.16 приведены результаты проведенных испытаний по перепаду давления [1, 2].

Как видно из рис. 6.16, при скоростях газа от 0,5 до 2,3 м/с расход жидкости практически не влияет на гидравлическое сопротивление слоя насадки.

В результате анализа полученных результатов сделаны следующие выводы:

- новая насадка имеет широкий интервал рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;

- режим подвисания начинается при скорости газа более 2,2–2,3 м/с в зависимости от плотности орошения (система воздух – вода);

- перепад давления при пленочном режиме слабо зависит от расхода жидкости.

В результате обработки экспериментальных данных получено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки IRG от фиктивной скорости газа описывается уравнением [1]:

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = 376{,}7\ W_0^{1{,}88}\ \text{(Па)}. \qquad (6.17)$$

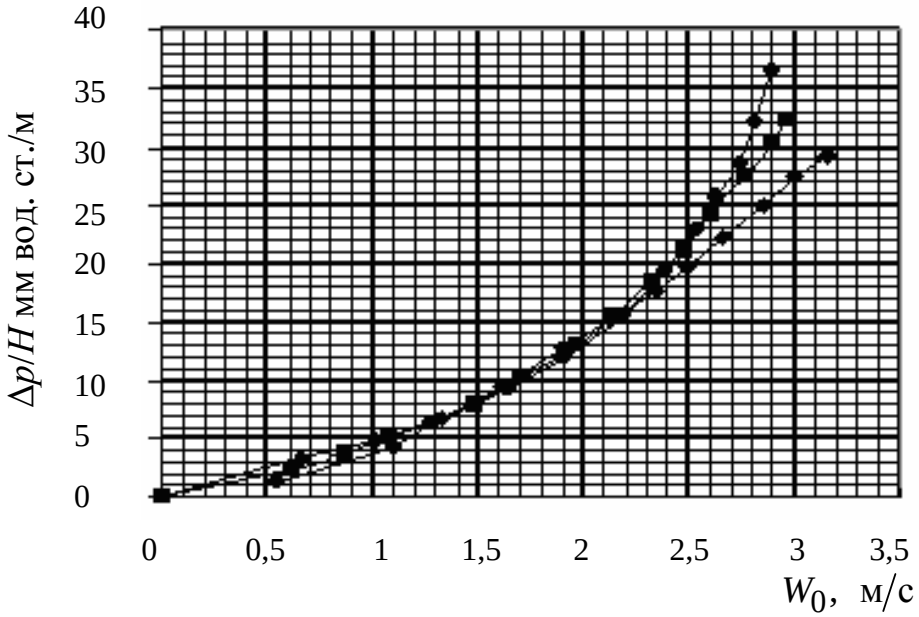


Рис. 6.16. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа: ▪ – сухая насадка, ■ – плотность орошения 10 м^3/(м^2·ч), ● – плотность орошения 20 м^3/(м^2·ч)

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 3 %.

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 W_0^2 \rho_{\text{г}}}{2 d_{\text{э}}}. \qquad (6.18)$$

Коэффициент сопротивления для насадки IRG получен в виде

$$\xi_0 = 3{,}18\,\text{Re}^{-0{,}12}, \qquad (6.19)$$

где $\text{Re}_{\text{г}} = \dfrac{4 W_0 \rho_{\text{г}}}{a_v \mu_{\text{г}}}$.

Уравнение (6.19) справедливо при $Re_г$ > 500. Максимальное отклонение экспериментальных и расчетных значений ξ_0 составляет 7,5 %.

Для расчета гидравлического сопротивления слоя орошаемой насадки, работающей в пленочном режиме, часто применяют уравнение [47]:

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = 10^{bq}, \qquad (6.20)$$

где b – коэффициент, определяемый для каждой насадки экспериментально; q – плотность орошения, м^3/(м^2·ч).

Для насадки IRG $b = 5{,}06 \cdot 10^{-3}$. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 12 %.

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки можно также использовать уравнение

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = \text{A} W_0^b q^c. \qquad (6.21)$$

Для насадки IRG: $\text{A} = 0{,}708$; $b = 0{,}198$; c = 0,247.

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 6,1 %. Уравнение (6.21) справедливо при плотностях орошения до 20 м^3/(м^2·ч).

Коэффициент задержки жидкости $\varepsilon_ж$ для новой насадки был определен экспериментальным путем и составил 0,04–0,06 м^3/м^3.

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор NaCl. В поток жидкости на входе в слой насадки (центральное отверстие распределительной тарелки) вводилось 200 мл раствора соли с концентрацией 0,15 кг/кг. Плотности орошения изменялись от 5, 8,5 до 10 м^3/(м^2·ч) при максимальной скорости воздуха. Концентрация индикатора на выходе из слоя насадки измерялась с помощью потенциометра. Вид кривых отклика на импульсное возмущение приводится на рис. 6.17.

Коэффициент обратного перемешивания не зависит от скорости газа в интервале изменения последней от 0,6 до 3,2 м/с. Результаты

исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены в виде известного [47] критериального уравнения

$$\mathrm{Pe}_{\text{ж}} = 2{,}193 \cdot \mathrm{Re}_{\text{ж}}^{0{,}336}. \qquad (6.22)$$

где число Пекле $\mathrm{Pe}_{\text{ж}} = qd_{\text{э}} / \left(D_{\text{пж}} \varepsilon_{\text{ж}} \right)$, число Рейнольдса $\mathrm{Re}_{\text{ж}} = 4q\rho_{\text{ж}} / (a_v \varepsilon_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}})$, $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки. Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 7,7 %. Уравнение (6.22) справедливо при плотностях орошения до 10 м^3/(м^2·ч) и скорости газа до 3,5 м/с.

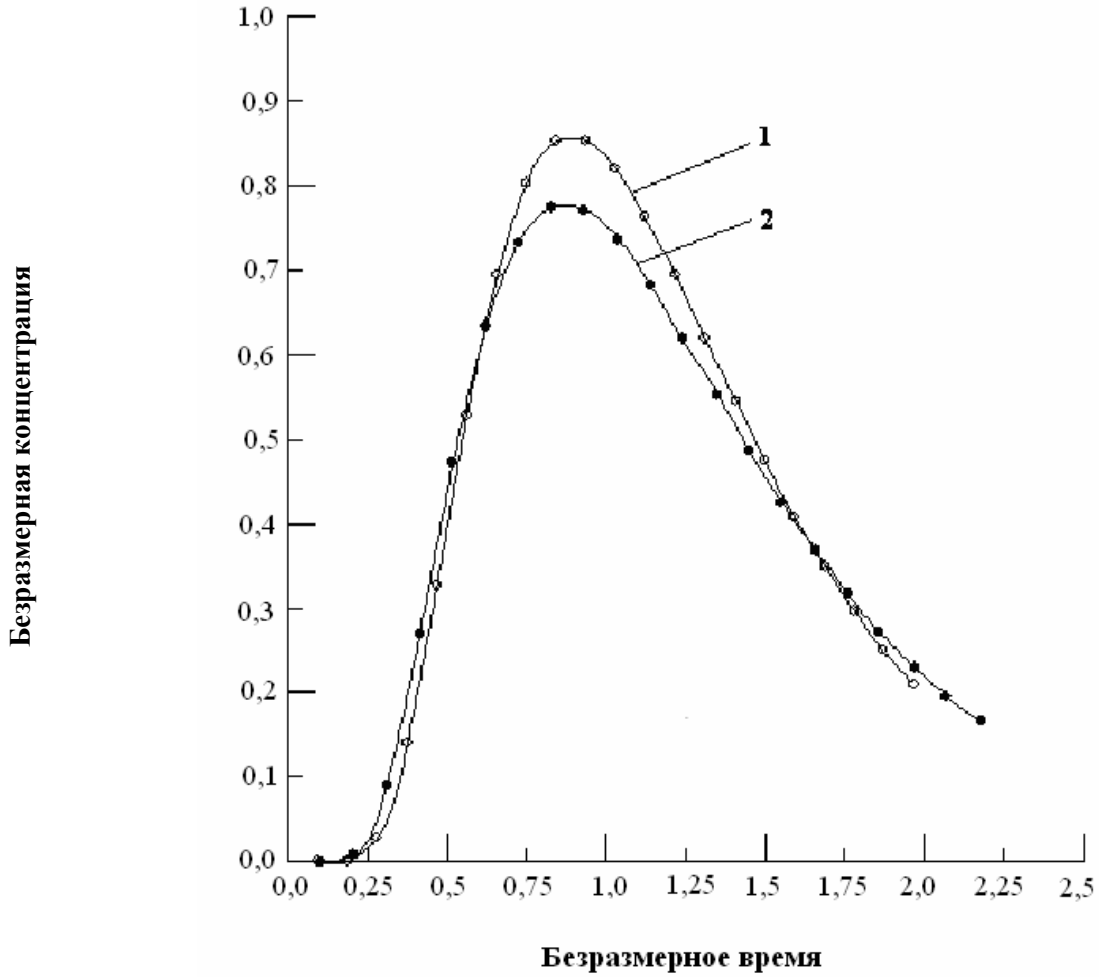


Рис. 6.17. С – кривые для новой насадки: 1 – плотность орошения 10 м/ч, 2 – плотность орошения 5 м/ч

Для новой насадки выражение для расчета коэффициента $D_{\text{пж}}$ записывается в виде [2]

$$D_{\text{пж}} = \frac{q \cdot d_{\text{э}}}{\text{Pe}_{\text{ж}} \cdot \varepsilon_{\text{ж}}} = \frac{q \cdot d_{\text{э}}}{2{,}193 \cdot \text{Re}_{\text{ж}}^{0{,}336} \cdot \varepsilon_{\text{ж}}}. \qquad (6.23)$$

В табл. 6.1 приводится сравнение характеристик новой насадки и колец Рашига.

Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения представлена в табл. 6.2.

Видно, что новая насадка обладает лучшими гидравлическими свойствами, чем близкие ей по геометрическим характеристикам известные насадки. Установлено, что интервал устойчивой работы для новой насадки значительно шире, чем у многих известных насадок.

Таблица 6.1. Сравнительные характеристики насадочных элементов

Тип насадки	$d_{\text{э}}$, мм	a_v, $\text{м}^2/\text{м}^3$	$\varepsilon_{\text{св}}$, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Δp	$D_{\text{пж}}$	ВЭТТ
Кольца Рашига	22,5	147	0,83	100 %	100 %	100 %
IRG	24	162	0,98	5–33 %	1–2 %	50–60%

Таблица 6.2. Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения

	Критерий Pe_1		Критерий Pe_2		Критерий Pe_3		Коэффициент продольного перемешивания $D_{\text{п}}$, $\text{м}^2/\text{с}$	
	W=0 м/с	W=3,5 м/с	W=0 м/с	W=3,5 м/с	W=0 м/с	W=3,5 м/с	W=0 м/с	W=3,5 м/с
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Плотность орошения q = 5 $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{ч})$	7,99	8,0	10,1	10,43	7,07	7,16	$0{,}29 \cdot 10^{-3}$	$0{,}301 \cdot 10^{-3}$

Окончание табл. 6.2.

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Плотность орошения q = 8,5 $м^3/(м^2ч)$	6,81	8,85	8,32	10,6	7,09	8,73	$0{,}253 \cdot 10^{-3}$	$0{,}235 \cdot 10^{-3}$
Плотность орошения q = 10 $м^3/(м^2ч)$	8,85	9,25	10,6	10,95	8,73	8,96	$0{,}25 \cdot 10^{-3}$	$0{,}243 \cdot 10^{-3}$

6.5. Результаты экспериментальных исследований нерегулярных насадок «Инжехим»

В инженерно-внедренческом центре «Инжехим» разработан ряд насадок, образованных двумя, тремя или четырьмя изогнутыми полосами, смещенными относительно друг друга [1, 2, 5, 8, 19] . Края насадки изогнуты для исключения плотного прилегания отдельных элементов друг к другу. Особенностью данной конструкции является то, что жидкость, омывающая элементы насадки, сходит преимущественно с них в виде пленки. Это происходит за счет того, что геометрия насадки имеет гладкий гидравлический профиль и не содержит ломаных поверхностей и торчащих деталей, которые могли бы быть центром образования отдельных капель и струй. Пленочный характер стока жидкости с элементов насадки обеспечивает высокие массообменные характеристики при минимальном значении уноса и способствует снижению гидравлического сопротивления. Геометрия насадки такова, что контакт ее соседних элементов имеет почти точечный характер, что препятствует блокированию поверхности насадки и образованию застойных зон, которые могут возникнуть при контакте поверхностей с большим радиусом кривизны. Это особенно важно в случае присутствия в газовой и жидкой фазах примесей, склонных к полимеризации и образованию слоя твердых отложений на поверхности насадки. В этом случае уменьшаются свободное сечение колонны, свободный объем и удельная поверхность насадки, что приводит к ухудшению ее рабочих характеристик.

Насадки «Инжехим» изготавливаются из листа с искусственной шероховатостью, что увеличивает механическую прочность элементов. Наличие шероховатости способствует большей турбулизации стекающей пленки жидкости, а это, в свою очередь, ведет к повышению коэффициентов массоотдачи в жидкой фазе. Кроме того, наличие шероховатости поверхности приводит к увеличению количества удерживаемой жидкости, что особенно важно при проведении процессов с небольшой плотностью орошения. В то же время это практически не сказывается на гидравлическом сопротивлении насадки. Достаточно несложная конструкция насадки позволяет изготавливать ее методом листовой штамповки, что снижает себестоимость ее изготовления.

Ниже представлены результаты экспериментальных исследований разработанных насадок.

На рис. 6.18 представлен один из вариантов насадки «Инжехим–2000», а на рис. 6.19 – элементы, выполненные с шероховатой поверхностью (пуклевкой).

Рис. 6.18. Элемент насадки «Инжехим–2000»

Рис. 6.19. Нерегулярная насадка «Инжехим–2000» с шероховатой поверхностью

Экспериментальные исследования насадочного слоя проводились на системе воздух – вода при высоте слоя 1 м. Фиктивная скорость газа в колонне достигала 5,82 м/с, плотность орошения составляла 20, 40, 60 и 80 $м^3/(м^2ч)$. На рис. 6.20 и далее приведены результаты проведенных испытаний для насадочных элементов с номинальным размером 24 мм [1, 44, 48].

В результате анализа полученных результатов сделаны следующие выводы:

- новая насадка имеет широкий интервал рабочих скоростей по газовой и жидкой фазам при пленочном режиме;

- режим подвисания начинается при скорости газа 1,5÷2,1 м/с в зависимости от плотности орошения (система воздух – вода);
- началу режима захлебывания соответствует перепад давления на 1 м слоя насадки около 1000 Па.

На рис. 6.21–6.23 приводится сравнение гидравлических характеристик исследуемой насадки с близкими по геометрическим размерам существующими насадками.

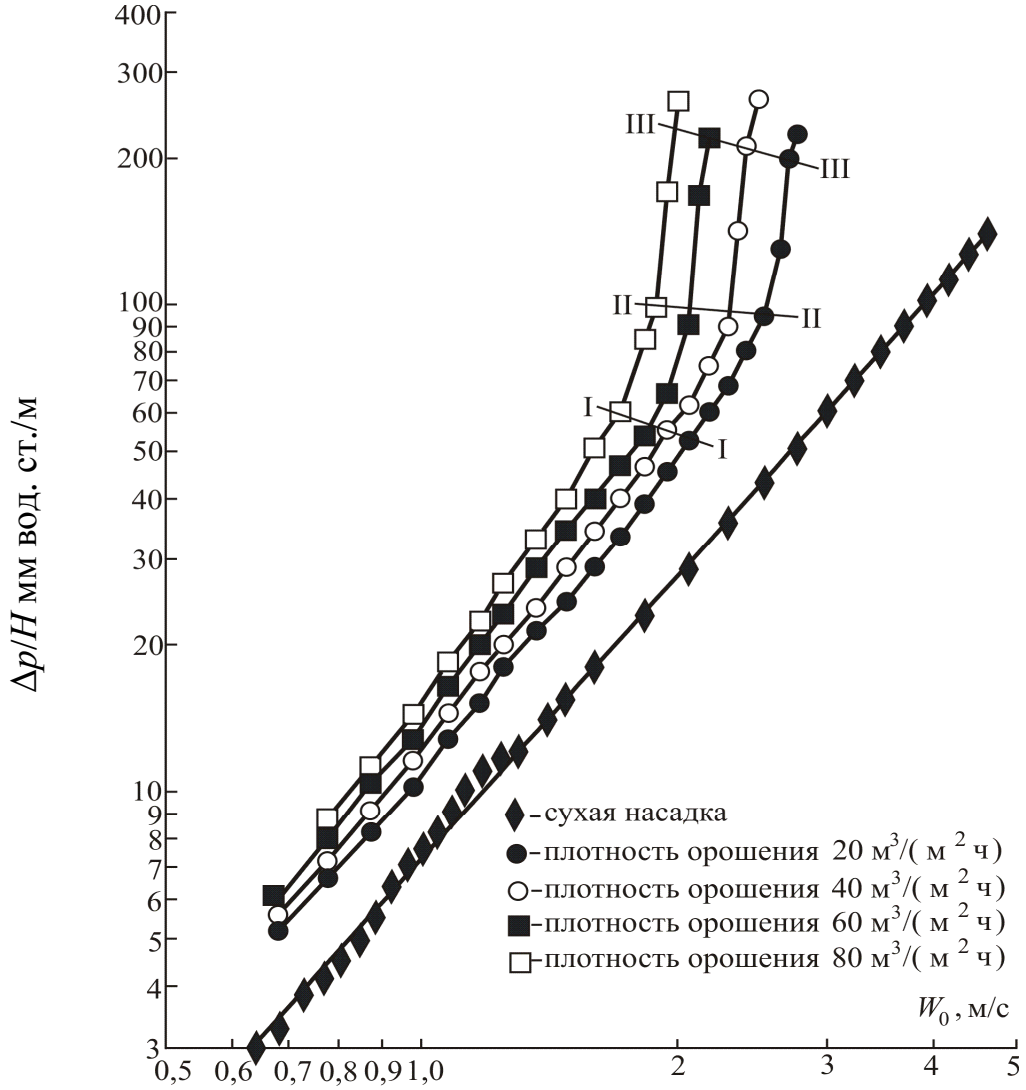


Рис. 6.20. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Линия I – I – начало режима подвисания; линия II – II – начало режима захлебывания; линия III – III – начало режима уноса

Из графика рис. 6.21 видно, что сопротивление сухого слоя новой насадки на 10–15 % ниже, чем у колец Палля размером 50×50 мм и более чем в 2 раза – нежели у колец Рашига. Это объясняется более высокой

порозностью новой насадки, а так же тем, что ее геометрия практически исключает образование застойных зон.

В результате обработки экспериментальных данных получено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки от фиктивной скорости газа описывается уравнением (Па)

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = 71,22 \cdot W_0^{1,93}. \qquad (6.24)$$

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 3 %.

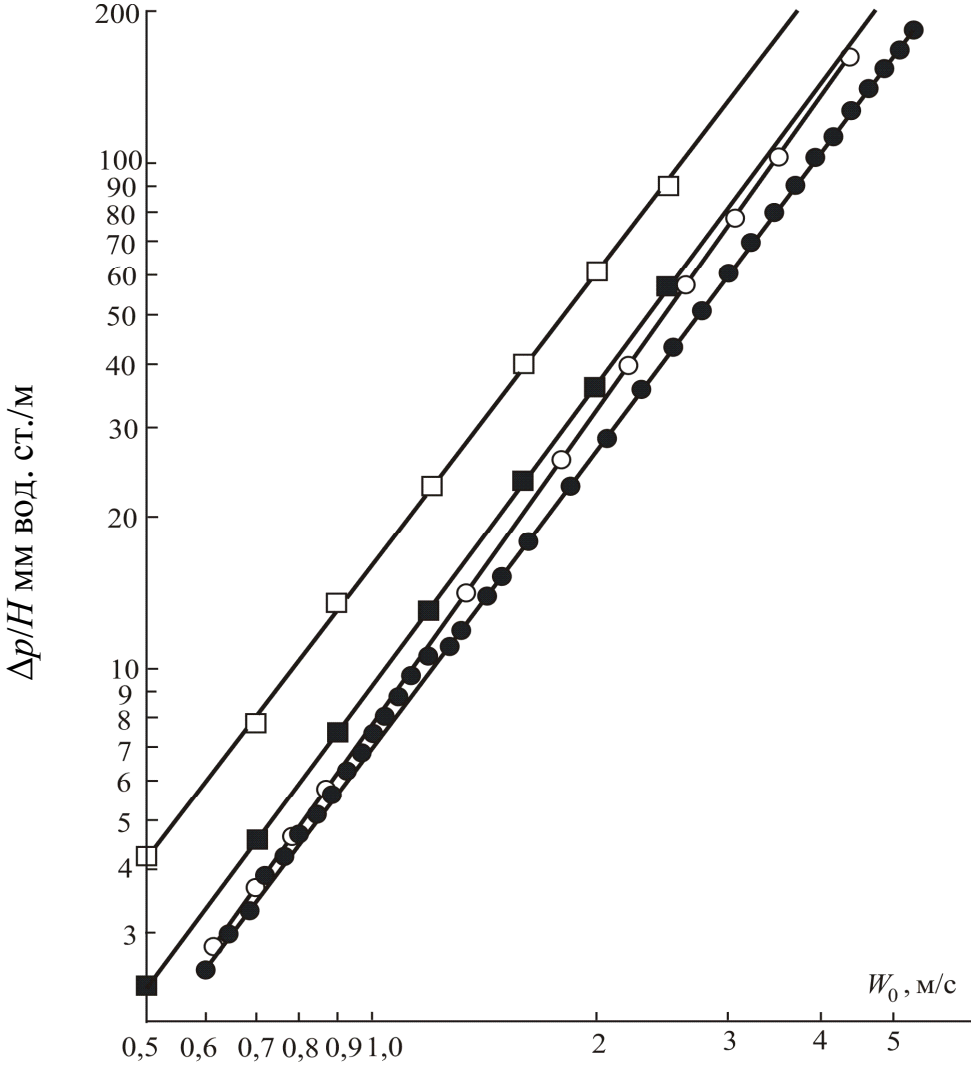


Рис. 6.21. Гидравлическое сопротивление слоя сухой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа:
● – насадка «Инжехим–2000»; ■ – кольца Палля металлические 50×50 мм; ○ – кольца Палля полипропиленовые 50×50 мм; □ – кольца Рашига металлические 50×50 мм

Потеря давления на 1 м высоты слоя насадки часто описывается уравнением [47]

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 W_0^2 \rho_{\text{г}} a_v}{8\varepsilon_{\text{св}}^3}. \qquad (6.25)$$

Коэффициент сопротивления для насадки получен в виде [44, 48]:

$$\xi_0 = 4{,}99\,\text{Re}_{\text{г}}^{-0{,}04}, \qquad (6.26)$$

где $\text{Re}_{\text{г}} = \dfrac{4W_0\rho_{\text{г}}}{a_v\mu_{\text{г}}}$.

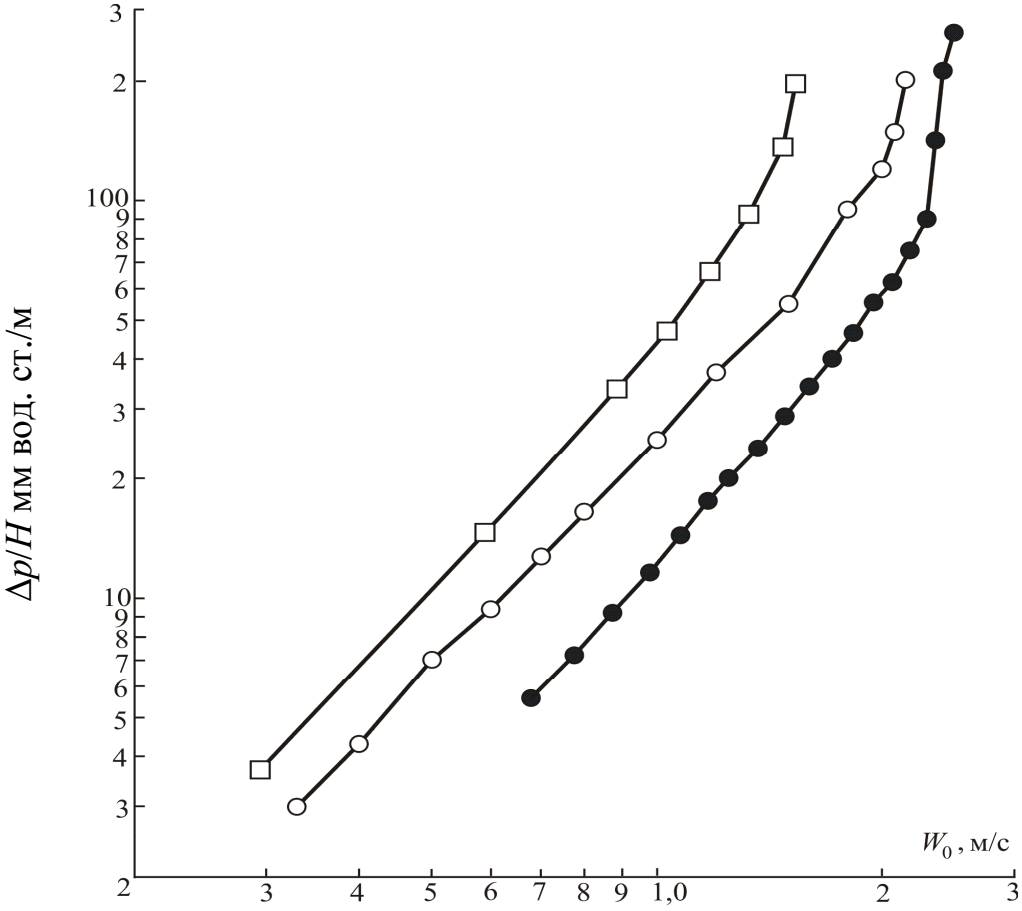


Рис. 6.22. Гидравлическое сопротивление слоя орошаемой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа. Плотность орошения 40 $м^3/(м^2 \cdot ч)$.

● – насадка «Инжехим–2000»; ○ – кольца Bialecki металлические 50×50 мм [39]; □ – кольца Рашига металлические 50×50 мм

Уравнение (6.26) справедливо при $Re_г$ >500. Максимальное отклонение экспериментальных и расчетных значений ξ_0 составляет 7 %.

Для расчета гидравлического сопротивления орошаемой насадки предлагается использовать уравнение аналогичное (6.16):

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = \text{A}\, q^c W_0^d \,. \qquad (6.27)$$

Для нерегулярной насадки «Инжехим–2000»: A = 0,708; c = 0,247; d = 0,198; q~м^3/(м^2·ч).

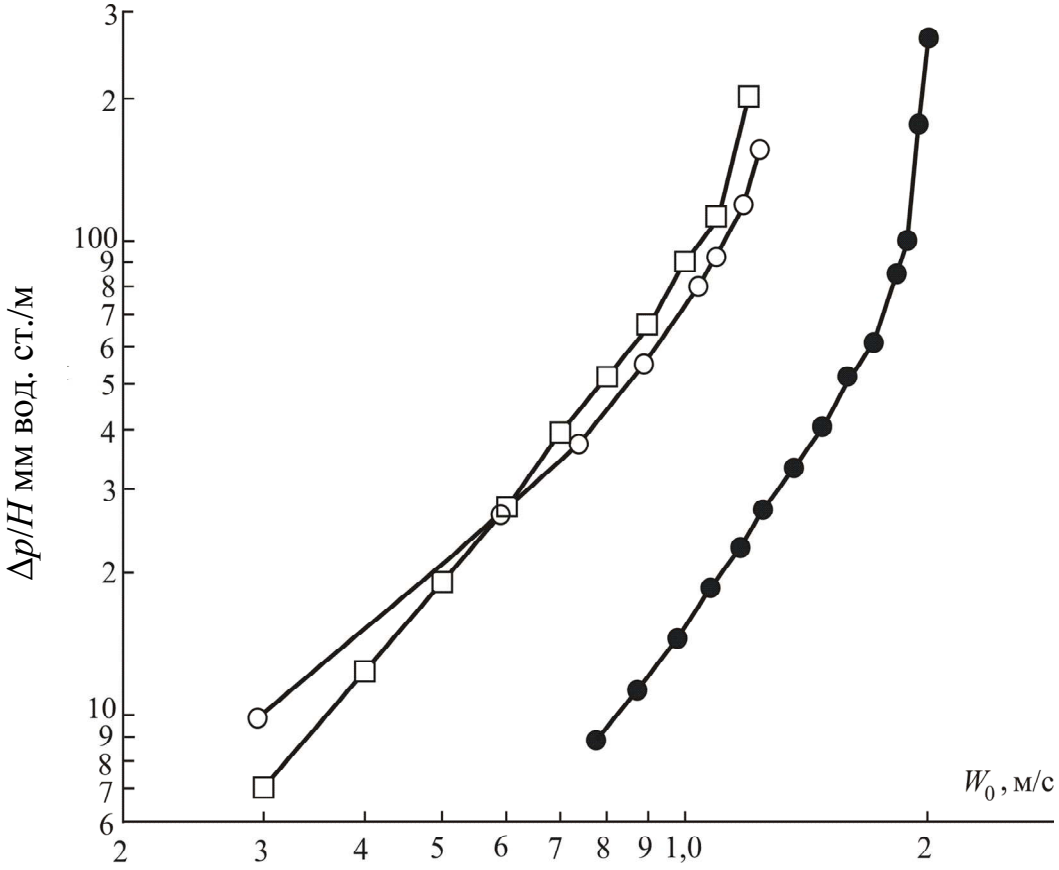


Рис. 6.23. Гидравлическое сопротивление слоя орошаемой насадки в зависимости от фиктивной скорости газа.
Плотность орошения 80 м^3/(м^2·ч): ● – насадка «Инжехим–2000»; ○ – кольца Bialecki металлические 50×50 мм [49]; □ – кольца Рашига металлические 50×50 мм

Уравнение Бэйна и Хоугена для новой насадки получено в виде

$$\lg\left(\frac{W_з^2 a_v \rho_г \mu_ж^{0,16}}{g\varepsilon_{св}^3 \rho_ж}\right) = -0,48 - 1,07\left(\frac{L}{G}\right)^{0,25}\left(\frac{\rho_г}{\rho_ж}\right)^{0,125}, \quad (6.28)$$

где $W_з$ – критическая скорость захлебывания, м/с; $\mu_ж$ – коэффициент динамической вязкости жидкости, мПа·с; L, G – массовые расходы жидкости и газа, соответственно, кг/с.

Выражение для расчета динамической составляющей задержки жидкости получено в виде [7]

$$\varepsilon_{жд} = 0,704\,\mathrm{Re}_ж^{0,484}\,\mathrm{Ga}^{-0,346}, \quad (6.29)$$

где $\mathrm{Re}_ж = 4q/(a_v \cdot v_ж)$; $\mathrm{Ga} = (a_v\theta)^{-3}$; $\theta = \left(v_ж^2/g\right)^{1/3}$.

Выражение (6.29) получено при $d_э = 0,011 - 0,038$ м и плотности орошения от 2,5 до 30 м^3/(м^2·ч).

Исследование структуры потока жидкости в слое насадки проведено методом импульсного ввода трассера. В качестве трассера использован раствор NaCl. В поток жидкости на входе в слой насадки (центральное отверстие распределительной тарелки) вводилось 200 мл раствора соли с концентрацией 0,15 кг/кг. Плотности орошения изменялись от 4 до 10 м^3/(м^2·ч), скорость воздуха от 0,6 до 1,3 м/с. Концентрация индикатора на выходе из слоя насадки измерялась с помощью потенциометра. Вид кривой отклика на импульсное возмущение приводится на рис. 6.24.

Результаты исследования структуры потока жидкости в слое насадки обобщены известным критериальным уравнением:

$$\mathrm{Pe}_ж = 2,348\,\mathrm{Re}_ж^{0,428}, \quad (6.30)$$

где $\mathrm{Pe}_ж = qd_э/(D_п\varepsilon_{св})$; $\mathrm{Re}_ж = 4q\rho_ж/(a_v\varepsilon_{св}\mu_ж)$.

Продольное перемешивание по газовой фазе для насадки, близкой по конструктивным характеристикам, описывается выражением

$$\mathrm{Pe}_г = 88,6\,\mathrm{Re}_г^{-0,67}, \quad (6.31)$$

где $\mathrm{Pe}_г = W_0 d_э/D_п$.

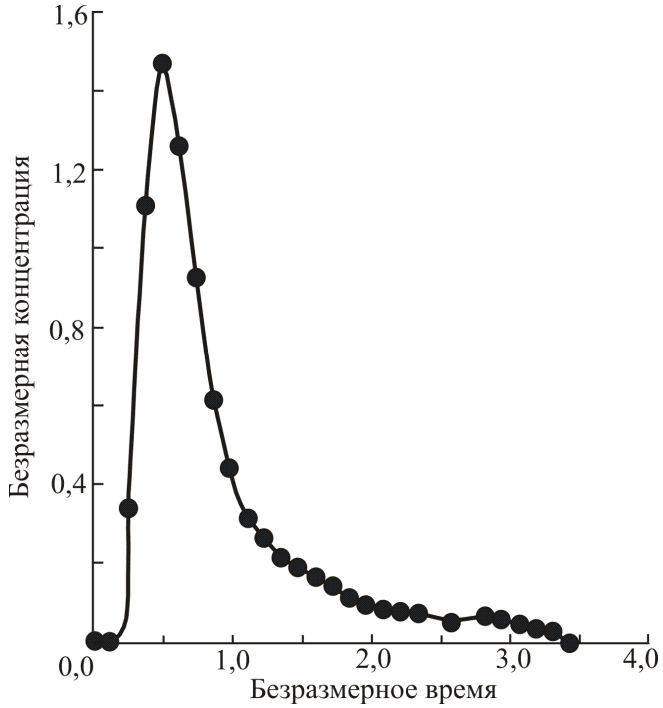


Рис. 6.24. Функция отклика на импульсное возмущение потока жидкости на входе в безразмерных координатах при различных плотностях орошения. $D_к$ = 600 мм, высота слоя насадки 1 м, фиктивная скорость газа 0,7 м/с, плотность орошения 5 м^3/(м^2·ч), нерегулярная насадка «Инжехим–2000»

Уравнение (6.31) получено в результате обобщения промышленных данных работы насадки.

В табл. 6.4 приводится сравнение характеристик новой насадки с известными. Видно, что новая насадка обладает лучшими гидравлическими и массообменными свойствами, чем близкие ей по размерам известные насадки.

На рис. 6.25 представлена зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения в колонне с насадкой «Инжехим–2000».

Установлено, что интервал устойчивой работы для новой насадки шире, чем у известных колец Рашига, Палля и ГИАП.

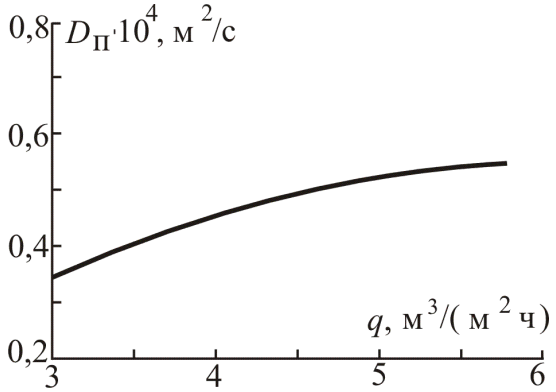


Рис. 6.25. Зависимость коэффициента продольного перемешивания от плотности орошения в колонне с насадкой «Инжехим–2000»

Таблица 6.4. Сравнительные характеристики промышленных насадок размером 50х50 мм

Тип насадки	$\varepsilon_{св}$, м^3/м^3	a_v, м^2/м^3	Потеря напора, отн. %	Пропускная способность, отн. %	Эффектив-ность, отн. %
Кольца Рашига	0,95	110	100	100	100
Кольца Палля	0,96	100	63	120	125
Хай – Пэк	–	–	65	120	150
Кольца Бялецкого	–	–	85	100	125
Седла Инталокс	–	–	32	144	132
Насадка Лева	0,97–0,98	118	47	–	158
Насадка ГИАП	0,96	101	47	133	137
Инжехим–2000	0,96	103	16–22	180–210	153

Насадка «Инжехим–2002»

Разработана конструкция нерегулярной насадки «Инжехим–2002». Насадка (рис. 6.26) образована тремя изогнутыми полосами, смещенными относительно друг друга. Края насадки изогнуты для исключения плотного прилегания отдельных элементов друг к другу. Достаточно несложная конструкция насадки позволяет изготавливать ее методом листовой штамповки, что снижает себестоимость ее изготовления.

Геометрические характеристики насадки «Инжехим–2002» представлены ниже:

материал насадки листовая сталь 0,5 мм

размер элемента	50×40×35 мм
удельная поверхность a_v	200 м^2/м^3
удельный свободный объем $\varepsilon_{св}$	0,95 м^3/м^3
количество элементов в 1 м^3, N	31000шт./м^3
эквивалентный диаметр $d_э$	0,019 м

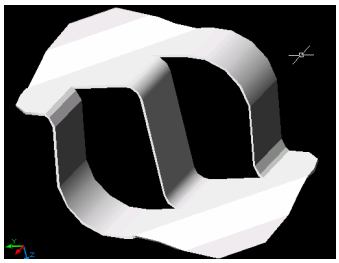


Рис. 6.26. Элементы насадки «Инжехим–2002»

Исследовали слой новой насадки высотой 0,81 м [5]. Опыты проводились на системе вода-воздух. Фиктивная скорость газа в колонне достигала 3 м/с, плотность орошения составляла 5, 15, и 25 м^3/(м^2·ч). Каждую серию опытов повторяли по 30 раз для снижения ошибки эксперимента. На рис. 6.27 приведены результаты проведенных испытаний.

На основе результатов исследований установлено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки «Инжехим–2002» от фиктивной скорости газа описывается уравнением (Па):

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{\text{Н}} = 213{,}86 \cdot W_0^{1.95}. \qquad (6.32)$$

Максимальное отклонение расчетных и экспериментальных данных составляет не более 1%.

Потеря давления на 1 м высоты насадки имеет вид (6.25).

В работе [49] обработано большое количество экспериментальных данных по гидравлическому сопротивлению различных насадок и на их основе получена зависимость

$$\xi_0 = \text{C}_\text{р}\left(\frac{64}{\text{Re}_\text{г}} + \frac{1.8}{\text{Re}_\text{г}^{0.08}}\right), \qquad (6.33)$$

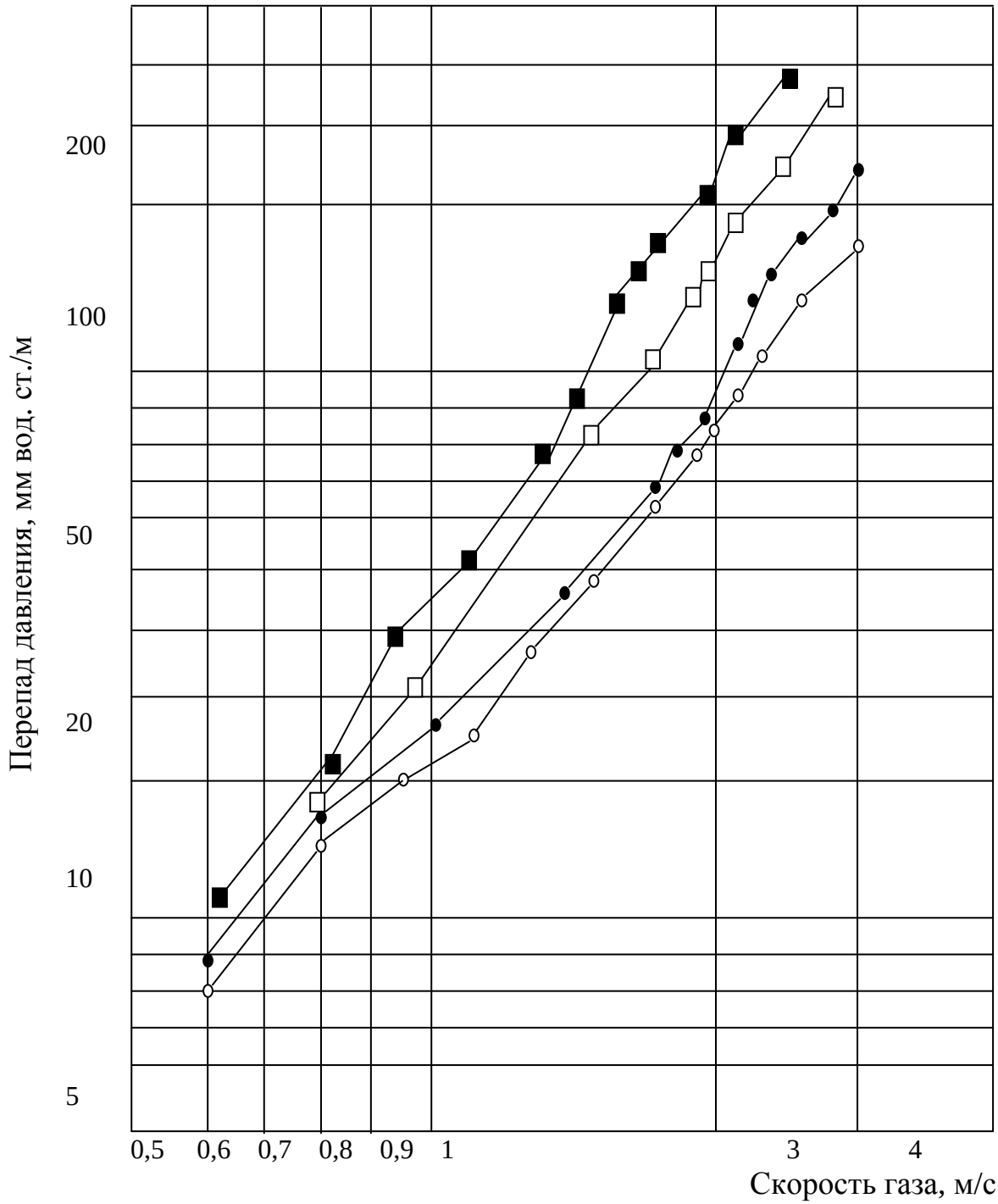


Рис. 6.27. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа: ○ – сухая насадка, ● – плотность орошения 5 $м^3/(м^2 \cdot ч)$, □ – плотность орошения 15 $м^3/(м^2 \cdot ч)$, ■ – плотность орошения 25 $м^3/(м^2 \cdot ч)$ [5]

где $\mathrm{Re}_{\text{г}} = \dfrac{4W_0 \cdot \rho_{\text{г}}}{a_V \cdot \mu_{\text{г}}}$.

В формуле (6.33) форма и материал насадки учитываются коэффициентом C_p, который для каждого вида насадки определяется экспериментально. Для насадки «Инжехим–2002» коэффициент C_p равен 1,34 [5]. Максимальное отклонение экспериментальных и расчетных значений ξ_0 составляет 3%.

Сопротивление орошаемых насадок в пленочном режиме работы рассчитывается по формуле [49].

$$\frac{\Delta p_{\text{ор}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = \exp\left[\frac{\mathrm{Re}_{\text{ж}}}{200}\right]\left[\frac{\varepsilon_{\text{св}}}{\varepsilon_{\text{св}} - \varepsilon_{\text{ж}}}\right]^{3/2}, \qquad (6.34)$$

где $\mathrm{Re}_{\text{ж}} = \dfrac{q \cdot \rho_{\text{ж}}}{a_V \cdot \mu_{\text{ж}}}$; q - плотность орошения м^3 /(м^2·с).

Разработанная насадка может быть рекомендована для использования в массообменных аппаратах при проведении процессов разделения при малых плотностях орошения и низком гидравлическом сопротивлении.

Насадка «Инжехим 2003–М»

Разработана конструкция нерегулярной насадки «Инжехим 2003–М» (рис. 6.28).

Насадка образована четырьмя изогнутыми полосами, попарно через одну смещенными относительно друг друга.

Рис. 6.28. «Инжехим 2003–М»

Геометрические характеристики насадки «Инжехим 2003–М» представлены ниже:

материал насадки	листовая сталь 0,1 мм
размер элемента	8×7×5 мм
удельная поверхность a_v	745 м^2/м^3
удельный свободный объем $\varepsilon_{св}$	0,91 м^3/м^3
количество элементов в 1 м^3 N	5330000 шт./м^3
эквивалентный диаметр $d_э$	0,0049 м

Исследовали слой новой насадки высотой 0,45 м [3]. Опыты проводились на системе воздух-вода. Фиктивная скорость газа в колонне достигала 0,7 м/с, плотность орошения составляла 0, 5, 10, 20, 30 и 40 м^3 /(м^2·ч). На рис. 6.29 приведены результаты проведенных испытаний.

Установлено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки «Инжехим 2003–М» от фиктивной скорости газа описывается уравнением

$$\frac{\Delta p_{сух}}{H} = 8747,2 \cdot W_0^{1.7518}, \text{ Па.} \qquad (6.35)$$

Потеря давления на 1 м высоты насадки имеет вид (6.25).

В работе [49] обработано большое количество экспериментальных данных по гидравлическому сопротивлению различных насадок и на их основе получена зависимость [3]

$$\xi_0 = 26.18 \cdot \mathrm{Re}_г^{-0.2482} \qquad (6.36)$$

где $\mathrm{Re}_г = \dfrac{4 \cdot W_0 \cdot \rho_г}{a_v \cdot \mu_г}$.

Сопротивление орошаемых насадок в пленочном режиме работы рассчитывается по формуле

$$\frac{\Delta p_{ор}}{\Delta p_{сух}} = \exp\left(\frac{\mathrm{Re}_ж}{200}\right)\left(\frac{\varepsilon_{св}}{\varepsilon_{св} - \varepsilon_ж}\right)^{3/2}. \qquad (6.37)$$

Результаты исследований были использованы при разработке коагулятора для отстойника метанольной воды от ШФЛУ (широкой

фракции легких углеводородов) на Сургутском заводе стабилизации конденсата.

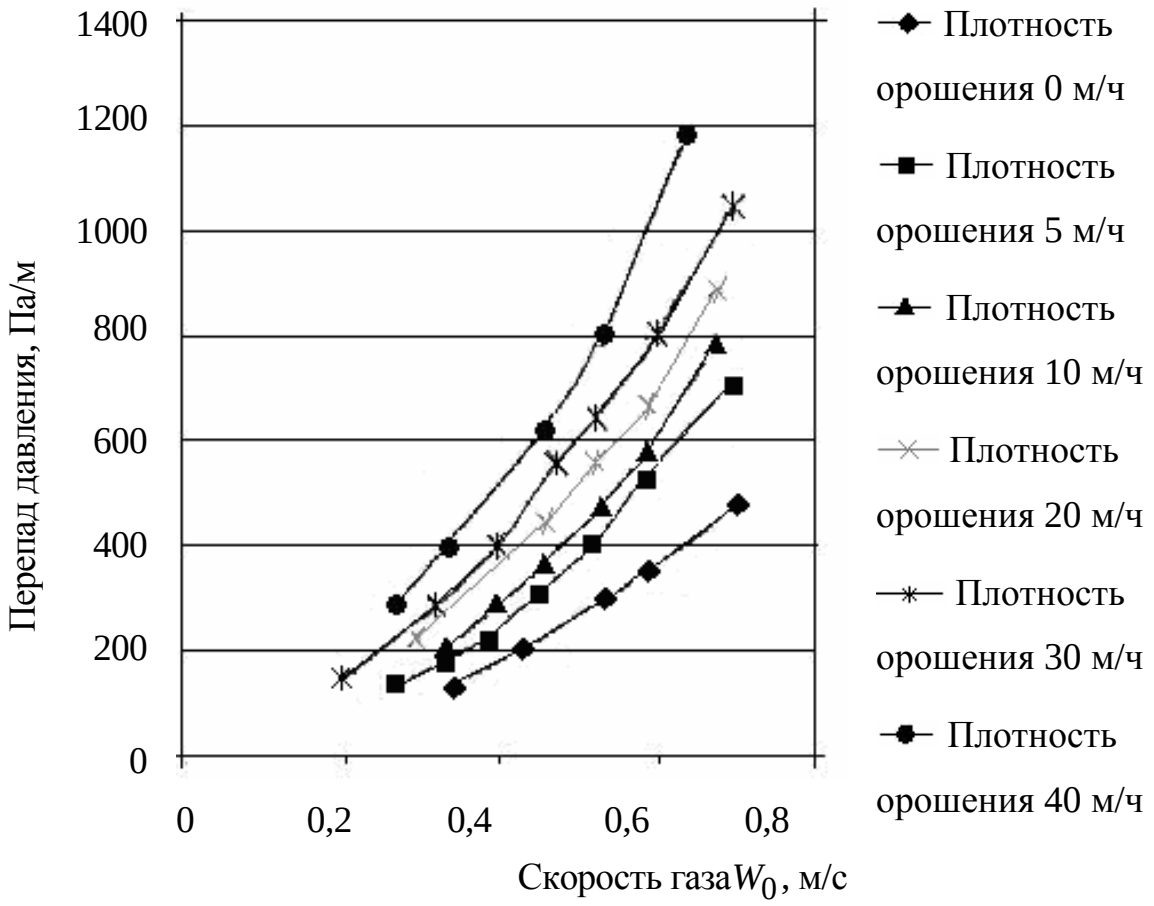


Рис. 6.29. Гидравлическое сопротивление слоя насадки в зависимости от фиктивной скорости газа

Разработанная насадка также рекомендуется для использования в массообменных аппаратах при проведении процессов разделения при малых плотностях орошения и низком гидравлическом сопротивлении.

6.6. Характеристики регулярной насадки BIM

На рис. 6.30 приведена фотография регулярной металлической насадки BIM, представляющей собой пакеты гофрированных листов. Материалом насадки являются тонкие ленты из нержавеющей стали. Листы уложены в смежных слоях перекрестно, на поверхности листов выполнены микрогофры и лепестки. Микрогофры имеют горизонтальную ориентацию, что способствует эффективному перераспределению жидкой фазы в слое насадки. Лепестки предназначены для турбулизации газовой фазы. Налажен

выпуск трех типоразмеров насадки (BIM-32, BIM–15 и B1M–20) с высотой гофров, равной соответственно 12, 15 и 20 мм.

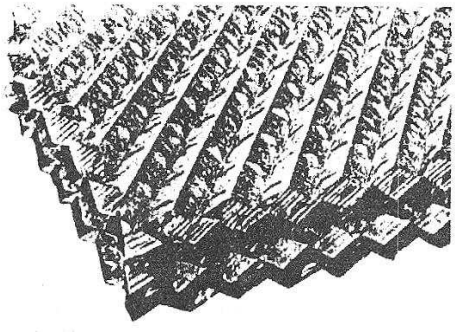


Рис. 6.30. Насадка BIM («Инжехим»)

Конструктивной особенностью насадок BIM является многооперационная обработка поверхности насадки, выполненной из тонкой фольги из нержавеющей стали, включающая:

- нанесение микрорельефа в виде горизонтальных микрогофров, обеспечивающего максимальное растекание жидкости по поверхности насадки;
- выполнение лепесткообразных элементов, обеспечивающих интенсивную турбулизацию газовой и жидкой фаз, дополнительное формирование пленки жидкости;
- гофрирование фольги с целью обеспечения высокого свободного объема насадки и механической прочности.

На рис. 6.31 приведены зависимости гидравлического сопротивления от фактора скорости ($W_0\sqrt{\rho_г}$) и плотности орошения.

В табл. 6.5 даны характеристики насадки BIM.

Таблица 6.5. Характеристики насадки BIM

Номинальный размер, мм	Свободный объем, $м^3/м^3$	Удельная поверхность, $м^2/м^3$	Эквивалентный диаметр, мм	ВЭТС, м
20	0,98	115	0,035	0,4–0,55
15	0,97	152	0,026	0,35–0,45
12	0,96	190	0,021	0,3–0,4

На рис. 6.32 приведен график зависимости высоты эквивалентной теоретической тарелки (ВЭТТ) насадки BIM-15 от скорости газа. ВЭТТ

определялась по усредненным данным, полученным методами десорбции кислорода из воды и адиабатического увлажнения воздуха.

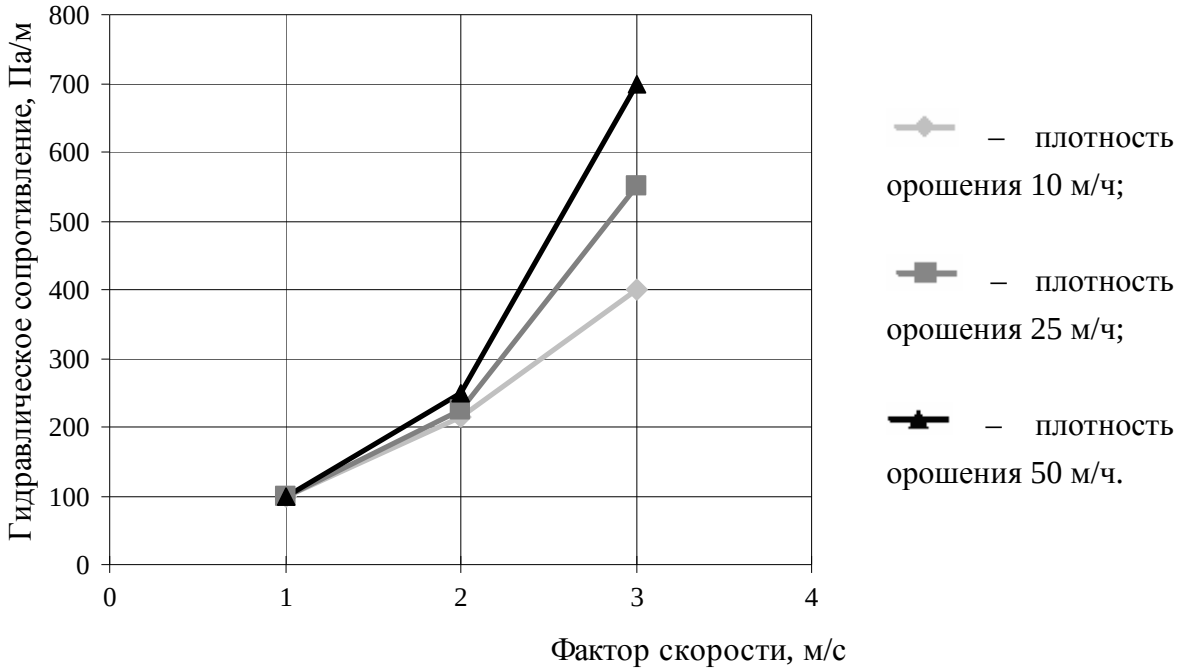


Рис. 6.31. Зависимости гидравлического сопротивления насадки BIM от фактора скорости и плотности орошения

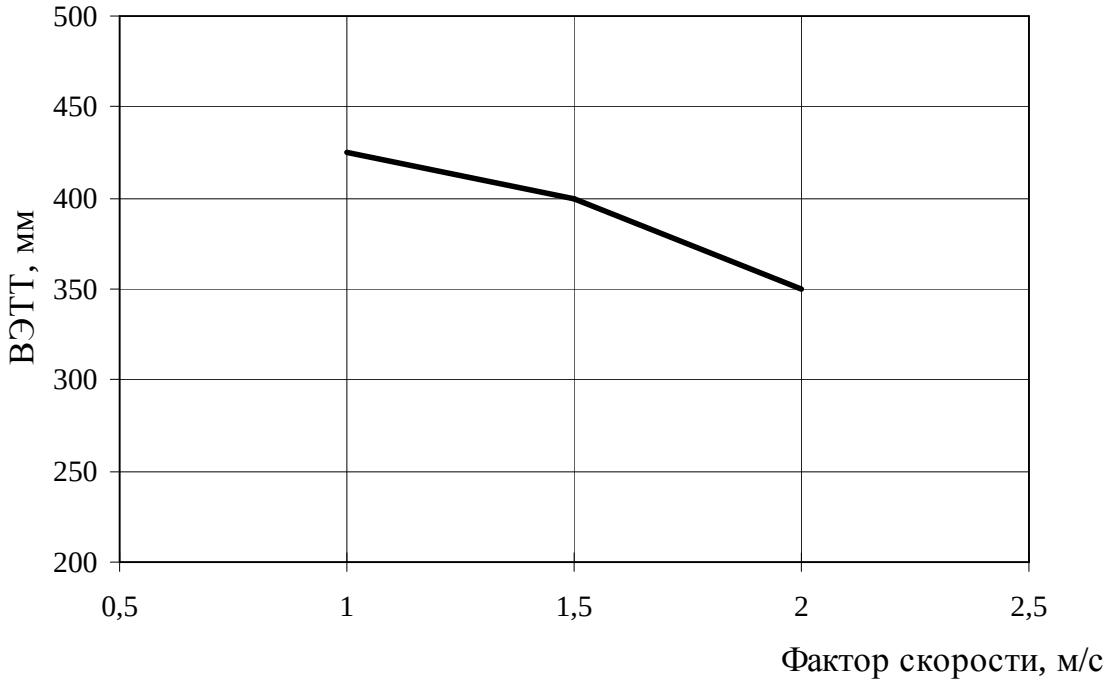


Рис. 6.32. Зависимость ВЭТТ насадки BIM от фактора скорости

Как видно из графиков, характеристики насадки отвечают самым высоким требованиям потребителей.

Область применения:

- атмосферные и вакуумные колонны для перегонки нефтяного и газового сырья;
- стабилизаторы, деэтанизаторы, дебутанизаторы, декарбонизаторы;
- колонны разделения предельных и ароматических углеводородов;
- колонны ректификации спиртов;
- колонны разделения гликолей;
- абсорбционные колонны различных типов.

Предлагаемая насадка может использоваться также для работы с жидкими многофазными средами: для оснащения экстракционных колонн, перемешивания и разделения гетерогенных систем. Принцип ее работы в этих случаях аналогичен вышеприведенному, при этом роль газовой играет более легкая фаза.

На основе результатов исследований установлено, что зависимость удельного сопротивления сухой насадки «ВIM–15» от фиктивной скорости газа описывается уравнением (Па):

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = 34{,}97 \cdot W_0^{2{,}04}. \qquad (6.38)$$

Потеря давления на 1 м высоты насадки наиболее часто описывается уравнением вида

$$\frac{\Delta p_{\text{сух}}}{H} = \frac{\xi_0 \cdot W_0^2 \cdot \rho_{\text{г}} \cdot a_v}{8 \cdot \varepsilon_{\text{св}}^3}. \qquad (6.39)$$

Обрабатывая данные экспериментов по уравнению, получили зависимость коэффициента сопротивления слоя сухой насадки «ВIM–15» от критерия Рейнольдса по газовой фазе ($500 < \text{Re}_{\text{г}} < 2000$):

$$\xi_0 = 0{,}856 \cdot \text{Re}_{\text{г}}^{0{,}04}. \qquad (6.40)$$

Достаточно несложная конструкция насадки позволяет изготавливать ее методом листовой штамповки, что снижает себестоимость ее изготовления.

6.7. Численные исследования регулярной насадки

В данном разделе приведено сравнение экспериментального и численного подходов для решения задач проектирования насадочных контактных устройств типа IRG (разд. 6.4). Описана методика проведения численного эксперимента с использованием программного продукта PHOENICS-3.3 [2, 50–52].

Описание численного метода исследования

Возможность численного расчета гидродинамики насадочных аппаратов позволяет существенно сократить затраты времени на проведение экспериментальных исследований и оптимизировать геометрию насадочных элементов, что является актуальным при разработке новых высокоэффективных массообменных аппаратов. Проведение подобных исследований открывает новые возможности для более точного проектирования аппаратов разделения, так как это дает возможность получать как традиционно используемые осредненные характеристики гидравлического сопротивления, так и ряд характеристик, которые затруднительно измерить опытным путем.

Наиболее известной является стандартная K–ε модель турбулентности, однако она в ряде случаев дает завышенные параметры турбулентности, вдобавок к этому K–ε модель турбулентности плохо работает при наличии зон циркуляции, неблагоприятного градиента давлений, сильной нестационарности при угловатых твердых поверхностях. Значительно лучшие результаты должны получаться при использовании моделей Chen и Kim и ренормализованной K–ε модели, специально разработанных для отрывных течений и течений с циркуляционными зонами, а также для работы со сложной геометрией твердых поверхностей. Несмотря на то, что в исследуемой области каналов течение происходит преимущественно вдоль желобков, что у краев пакета происходит перекатывание через желоб и у стенки наблюдается более сложный характер течения, выбор был сделан в пользу ренормализованной K–ε модели турбулентности.

Для однофазного течения несжимаемой жидкости, а воздух в условиях наших экспериментов может рассматриваться как несжимаемая жидкость, уравнения движения сплошной среды, заложенные в программный комплекс PHOENICS-3.3, без учета влияния силы тяжести выглядят следующим образом:

$$\sum_j \frac{\partial U_j}{\partial x_j} = 0,$$

$$\rho \frac{\partial U_i}{\partial t} + \rho \sum_j \frac{\partial \left(U_i U_j \right)}{\partial x_j} = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \rho \sum_j \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\nu \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \overline{u_i u_j} \right], \quad (6.41)$$

где U_i – компоненты вектора средней скорости, а $\overline{u_i u_j}$ – осредненные произведения компонентов пульсационной скорости. Для ламинарного течения $\overline{u_i u_j} = 0$, а для турбулентного режима движения $\overline{u_i u_j}$ в приведенном выше уравнении заменяется выражением согласно гипотезе турбулентной вязкости:

$$-\rho \overline{u_i u_j} = \mu_T \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) - \rho K \frac{2 \partial_{ij}}{3}, \quad (6.42)$$

где K – удельная кинетическая энергия турбулентности, $\mu_T = \rho \nu_t$ – коэффициент турбулентной вязкости, зависящий от гидродинамических условий, определяемый по модели турбулентности, среди которых наибольшее распространение получило K–ε замыкание. В этой модели μ_T связывается с удельной кинетической энергией турбулентности K и ее диссипацией ε по определенному закону. Для ренормализованной K и ε модели турбулентности записываются соответствующие дифференциальные уравнения переноса:

$$\nu_m = \frac{C_m K^2}{\varepsilon}, \quad (6.43)$$

$$\frac{\partial (\rho K)}{\partial t} + \sum_{i=1}^{3} \frac{\partial}{\partial x_i} \left(\rho U_i K - \left(\frac{\rho \nu_m}{C_k} \right) \frac{\partial K}{\partial X_i} \right) = \rho (P_k + G_b - \varepsilon), \quad (6.44)$$

$$\frac{\partial(\rho\varepsilon)}{\partial t}+\sum_{1}^{3}\frac{\partial}{\partial x_i}\left(\rho U_i\varepsilon-\left(\frac{\rho\nu_m}{C_\varepsilon}\right)\frac{\partial\varepsilon}{\partial x_i}\right)=\left(\frac{\rho\varepsilon}{K}\right)\left(C_1P_k+C_3G_b-C_2\varepsilon\right)+S_e, \quad (6.45)$$

где P_k – скорость генерации кинетической энергии турбулентности, за счет сдвиговых сил:

$$P_k=\sum_{i=1}^{3}\sum_{j=1}^{3}\nu_t\left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j}+\frac{\partial U_j}{\partial x_i}\right)\frac{\partial U_i}{\partial x_j}, \quad (6.46)$$

где G_b – скорость генерации кинетической энергии турбулентности за счет силы тяжести, вызванная пространственной неоднородностью плотностей:

$$G_b=\frac{-\nu_t\sum_{i=1}^{3}g_i\left(\frac{\partial\rho}{\partial x_i}\right)}{\left(\rho C_h\right)}. \quad (6.47)$$

В нашем случае влиянием силы тяжести пренебрегаем, ввиду отсутствия неоднородности плотностей, поэтому $G_b=0$; $C_k=0,7194; C_\varepsilon=0,7194; C_1=1,42; C_2=1,68; C_m=0,0845$.

S_e – дополнительное слагаемое в уравнении переноса скорости диссипации кинетической энергии турбулентности, которое отличает ненормализованную *K*–ε модель от стандартной:

$$S_e=\frac{-\rho\alpha\varepsilon^2}{K}, \quad (6.48)$$

$$\alpha=\frac{C_m\eta^3\left(1-\frac{\eta}{\eta_0}\right)}{1+\beta\eta^3}, \quad (6.49)$$

$\eta_0=4,38; \beta=0,012$.

Безразмерный параметр η определяется как:

$$\eta=\frac{S\ K}{\varepsilon}, \quad (6.50)$$

где

$$S^2 = 2\sum_{i=1}^{3}\sum_{j=1}^{3}(S_{ij})^2,$$

$$S_{ij} = 0{,}5\left(\frac{\partial U_i}{\partial X_j} + \frac{\partial U_j}{\partial X_i}\right).$$

При работе с PHOENICS эти уравнения в явном виде записывать не нужно, так как они уже заложены в программный комплекс.

Граничные условия на твердых поверхностях ставятся заданием известных пристеночных функций, выражающих логарифмический профиль скорости у стенки.

Влияние расчетной сетки на результат расчета проверяется следующим образом:

1. Решение не должно зависеть от количества ячеек расчетной сетки.

2. Нужно контролировать величину Y_+ на ячейках прилегающих к стенке, должно соблюдаться условие: $30<Y_+<130$, причем если Y_+ >>130, то сгущается сетка у стенки, и наоборот.

В результате для случаев обтекания газовым потоком двух элементов насадки и пакета из нескольких насадочных элементов получены поля давления и скорости.

Все численные эксперименты проводились по следующей схеме. Выбиралась геометрия насадки, принятая из условия, что все три характерных параметра изменяются независимо (рис. 6.33).

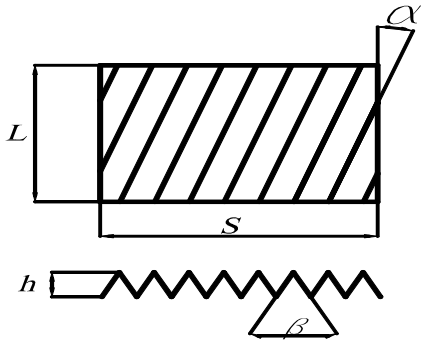


Рис. 6.33. Геометрическая схема регулярной насадки IRG:

α – угол к вертикальной оси аппарата, град; β – угол в основании гофра, град; S – ширина полотна насадки, мм; L – высота насадки, мм; h – высота гофра, мм

Результаты расчета зависимости гидравлического сопротивления насадки от угла α представлена на рис. 6.34, от высоты гофра на рис. 6.35 и от угла β на рис. 6.36.

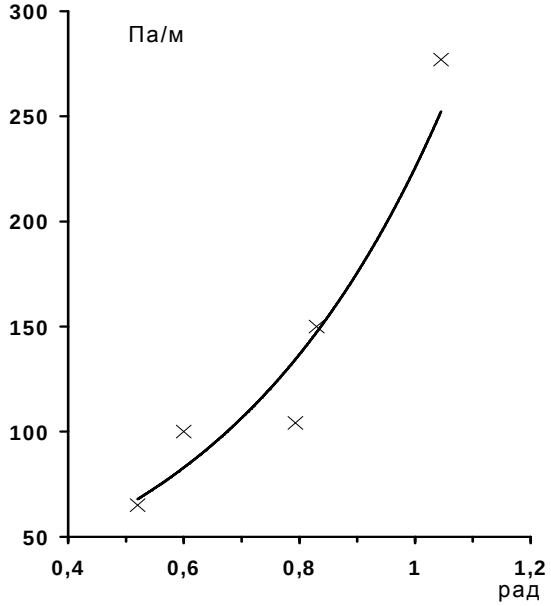


Рис. 6.34. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от угла α

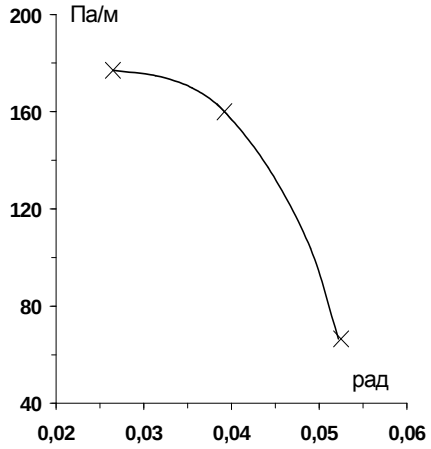


Рис. 6.35. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от высоты гофра

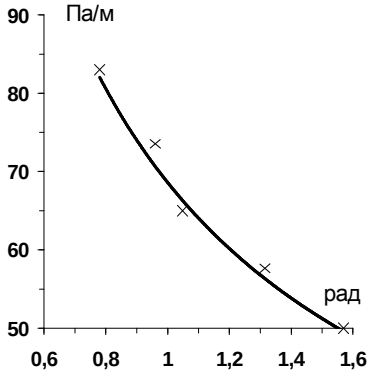


Рис. 6.36. Зависимость гидравлического сопротивления насадки от угла β

При обработке результатов по влиянию гидравлического сопротивления насадки от угла α получена зависимость следующего вида [50]:

$$F(\alpha) = 13,5e^{2,77^{*}\alpha}, \qquad (6.51)$$

причем 0 °< α < 90 °.

При обработке результатов по влиянию угла β на гидравлическое сопротивление насадки получена зависимость следующего вида:

$$F(\beta) = \beta^{-0,726}. \qquad (6.52)$$

Обобщая данные численного моделирования, получено уравнение со скорректированными числовыми параметрами [50, 51]:

$$\Delta p = 59,98\ \beta^{-0,6244} e^{2,644\alpha} (1 - 17,78H)^{11,3578}) \mathrm{Re}^{-0,22} \frac{\rho\varpi^2}{2}$$

где $H = h/S$; S – длина ламели, м; $I << S$ или $h/S << 0,5$ (ctgβ/2); I – шаг гофра, м.

Проведенное сравнение данных численного и физического экспериментов показывает удовлетворительную сходимость.

6.8. Моделирование тепло- и массоотдачи в насадочных аппаратах

Исследованию и математическому описанию процессов переноса в пленочных аппаратах посвящено огромное количество работ. Можно отметить ряд наиболее известных монографий и учебных пособий Кафарова, Рамма, Александрова, Олевского, Холпанова, Николаева и др. В большинстве работ, особенно до 80-х гг. прошлого столетия, основным математическим аппаратом для обобщения опытных данных использовалась теория подобия.

Для колонн с новыми контактными элементами необходимо вновь выполнять исследования массоотдачи, чтобы уточнить показатели степеней и коэффициентов в критериальных выражениях.

Другим путем вычисления коэффициентов массоотдачи является использование теории пограничного слоя и различных его моделей или численное решение системы уравнений переноса [29, 53].

Масоотдача в жидкой фазе

Приближенное математическое описание процессов переноса в пограничном слое связано с моделями Прандтля, Кармана, Ландау и Левича, а также с развитием гидродинамической аналогии. Причем наиболее теоретически обоснованной и перспективной является модель диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича.

На основе применения теории ламинарного пограничного слоя для ламинарной безволновой пленки ($\mathrm{Re}_{ж} < 20$), стекающей по гладкой вертикальной поверхности широко используется уравнение Вязова:

$$\beta_{ж} = 1{,}38\left(\frac{q_{ж} \cdot D_{ж}}{l \cdot \delta_{пл}}\right)^{0{,}5} = 1{,}38\left(\frac{U_{ср} D_{ж}}{l}\right)^{0{,}5}, \qquad (6.53)$$

где $\beta_{ж}$ – коэффициент массоотдачи в пленке, м/с; $q_{ж}$ – приведенный расход жидкости к периметру пленочного течения, $м^3/(м \cdot с)$; l – длина канала, м; $U_{ср}$ – средняя скорость жидкости в пленке, м/с; $\delta_{пл}$ – толщина пленки, м; $D_{ж}$ – коэффициент диффузии компонента в жидкой фазе, $м^2/с$.

Средняя скорость жидкости в пленке $U_{ср}$ для насадочной колонны определяется по формуле

$$U_{ср} = \frac{q}{\varepsilon_{жд}},$$

где q – плотность орошения, $м^3/(м^2 \cdot с)$; $\varepsilon_{жд}$ – динамическая составляющая задержки жидкости, $м^3/м^3$.

Выражение, аналогичное (6.53), записывается и для коэффициента теплоотдачи $\alpha_{ж}$ ($Вт/(м^2 \cdot К)$).

Связь между приведенным расходом пленочного течения $q_{ж}$ и плотностью орошения насадочной колонны q следует из соотношения:

$$V_{ж} = q_{ж} \cdot П = q \cdot S_{к}$$

где $V_ж$ – расход жидкости, $м^3/с$; $П$ – периметр пленочного течения, м; $S_к$ – площадь поперечного сечения насадочной колонны, $м^2$.

Для насадочной колонны [47]:

$$П = S_к \cdot a_v / K,$$

где $K > 1$ – коэффициент учитывающий извилистость каналов, принимается $K \approx \pi/2$; a_v – удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$.

Так, в частности, для насадочных колонн с нерегулярными кольцевыми насадками на основе выражения (6.53) получено уравнение, которое дает удовлетворительные результаты по массоотдаче в жидкой фазе при ламинарном безволновом пленочном течении [53]:

$$\beta_ж = 0,68\sqrt{\frac{q a_v \psi_w D_ж}{\varepsilon_{св}\varepsilon_{жд}}}, \qquad (6.54)$$

где ψ_w – коэффициент смачиваемости поверхности насадки; $\varepsilon_{св}$ – удельный свободный объем, $м^3/м^3$.

Уравнение (6.54) дает удовлетворительные результаты при $d_э$ < 0,015 м, где $d_э = \frac{4\varepsilon_{св}}{a_v}$ – эквивалентный диаметр насадки, м. При $d_э$> 0,015 значения $\beta_ж$ по (6.54) меньше экспериментальных, что можно объяснить возникновением волн на поверхности пленки.

Выражение (6.54) содержит параметры, которые, как правило, определяются при гидравлическом исследовании насадочных колонн – динамическую задержку жидкости $\varepsilon_{жд}$ и коэффициент смачиваемости поверхности насадки ψ_w. Результаты расчета объемного коэффициента по уравнению (6.54) дано на рис. 6.37.

Для нерегулярных насадок, образованных изогнутыми полосами металлической ленты (типа «Инжехим–2000, 2002, 2003М» и др.) [47] (рис. 6.38) в уравнении (6.53) в качестве длины пути течения пленки следует принимать ширину или длину полосы элемента (в зависимости от расположения в слое). Если предположить, что часть насадок расположилась вертикально, то $l = h$, а если горизонтально то $l = L$, где h – ширина полосы, L – длина полосы, м.

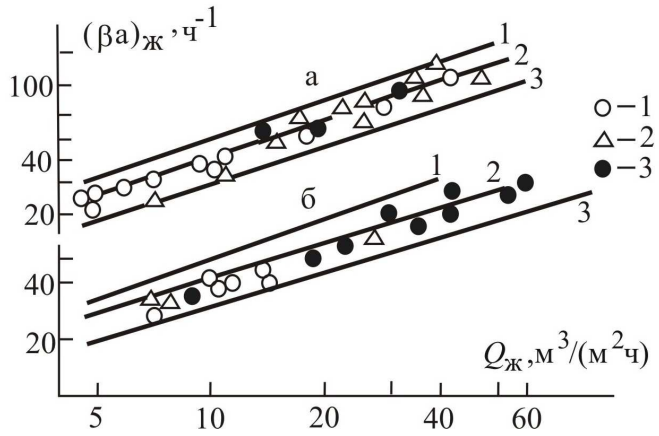
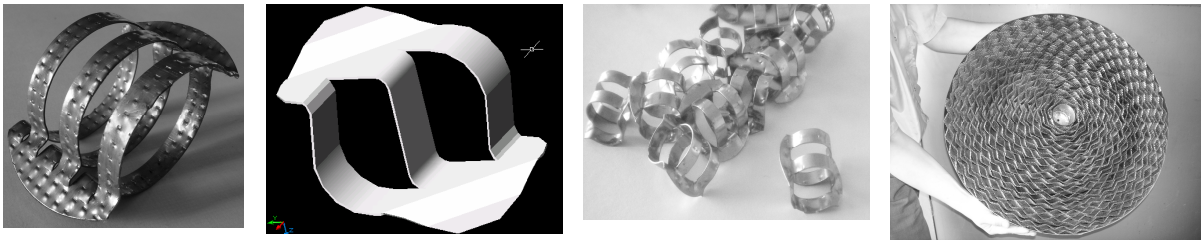


Рис. 6.37. Зависимости объемных коэффициентов массоотдачи от расхода жидкости. Сплошные линии – расчет по уравнению (6.54): 1 – кольца – 8 мм; 2 – 12 мм; 3 – 20 мм: а) десорбция CO_2 из воды воздухом; б) десорбция O_2 из воды воздухом. Экспериментальные данные Касаткина



а б в г

Рис. 6.38. Насадки: а – «Инжехим-2000»; б – «Инжехим-2002»; в – «Инжехим-2003М»; г – регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим»

Для насадочного слоя в уравнении (6.53) используем поправочный коэффициент Дэвидсона $K = \pi/2$.

Тогда получим

$$\beta_{ж} = 1{,}38\sqrt{\frac{\pi}{2}\frac{U_{ср} \cdot D_{ж}}{l}}\,\mathrm{Sc}_{ж}^{-0{,}5}, \qquad (6.55)$$

где $\mathrm{Sc}_{ж}$ – критерий Шмидта в жидкой фазе, $\mathrm{Sc}_{ж} = \dfrac{\mu_{ж}}{D_{ж} \cdot \rho_{ж}}$; $\mu_{ж}$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, Па·с; $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, кг/м^3.

При ламинарном волновом пленочном течении необходимо учитывать длину и амплитуду волны. При волнообразовании

коэффициент массоотдачи $\beta_ж$ увеличивается в 1,5-2,0 раза и более по сравнению с гладкой пленкой. При условии непрерывного роста диффузионного слоя по всему орошаемому каналу уравнение для $\beta_ж$ получено в виде [29]:

$$\beta_ж = \frac{1,96}{\sqrt{1,6-\alpha^2}}\left[1+\frac{5}{4}\left(\delta_{пл}\cdot\alpha\cdot n\right)\sqrt{\frac{D_ж\cdot U_{ср}}{l}}\right], \qquad (6.56)$$

где α – амплитуда волны; $n = {2\pi\delta_{пл}}/{\lambda}$; λ – длина волны, м.

Сравнение различных уравнений по $\beta_ж$ в пленочных абсорберах [29, 47], показывает, что удовлетворительные результаты дают уравнения Борисова, Олевского, Крашенинникова и Сытникова, Малюсова и др.:

$$Sh_ж = A\cdot Re_ж^m\cdot Sc_ж^n\left(\frac{\theta}{l}\right)^p = A\cdot Re_ж^m\cdot Sc_ж^n\cdot Ga_ж^{-p/3}, \qquad (6.57)$$

где $Sh_ж = \beta_ж\theta/D_ж$ – критерий Шервуда в жидкой фазе; $Re_ж = 4q/\nu_ж$ – критерий Рейнольдса в жидкой фазе; $\theta = \left(\nu_ж^2/g\right)^{1/3}$ – приведенная толщина пленки жидкости, м; $Ga_ж = g\cdot l^3/\nu_ж^2$ – критерий Галилея в жидкой фазе; $\nu_ж$ – коэффициент кинематической вязкости жидкости, $м^2/с$; g – ускорение свободного падения, $м/с^2$.

По данным отмеченных авторов можно приближенно принять

$$A = 0,5 – 0,8;\ m = n = p = 0,5 \text{ при } Re_ж = 40 – 600;\ (l/\theta)^{1/3} \approx 20.$$

Конечно, уравнение (6.57) не отражает физической картины волнового пленочного течения, как выражение (6.56), но позволяет быстро выполнять инженерные расчеты пленочных аппаратов.

Волнообразование может быть создано искусственно за счет регулярной шероховатости. Экспериментальные и теоретические исследования массоотдачи в пленках, стекающих по шероховатым поверхностям представлены в работах [29, 35, 54–60].

При расчете коэффициента массоотдачи в жидкой фазе необходимо учитывать известные данные о соотношении высоты выступа шероховатости и толщины пленки жидкости. Для ламинарного волнового режима получено выражение [29]:

$$\beta_{ж} = \left(\frac{D_{ж} U_{ср}}{\lambda} \right)^{0,5} \left[1 + 0,6 \left(\alpha n \delta_{пл} \right)^2 \right] f(\alpha), \qquad (6.58)$$

где принято $\lambda = S$ – шаг регулярной шероховатости, м.

Амплитуда волны равна

$$\alpha = \frac{\delta_{max} - \delta_{min}}{\delta_{max} + \delta_{min}},$$

где δ_{max}, δ_{min} – максимальная и минимальная толщины волновой пленки жидкости, м.

Для расчета α получены выражения [29]:

$$\alpha = \mathrm{Re} \left(1,444 \cdot \mathrm{Re} + 44,48 \right)^{-1}, \ \mathrm{Re} \le 100,$$

$$\alpha = 0,505 + 2,3 \cdot 10^{-4} \mathrm{Re}, \ 600 > \mathrm{Re} > 100,$$

$$\alpha = 0,643, \ \mathrm{Re} > 600,$$

где число Рейнольдса $\mathrm{Re} = 3 U_{ср} \delta_{пл} / \nu_{ж}$.

В формуле (6.58) функция $f(\alpha)$ имеет вид:

$$f(\alpha) = 1,22 - 0,23\alpha \text{ при } \alpha \le 0,4,$$

$$f(\alpha) = 1,1 \text{ при } \alpha > 0,4.$$

При турбулентном течении пленки жидкости ($\mathrm{Re}_{ж} > 2000$) по гладкой поверхности коэффициенты тепло- и массоотдачи можно вычислить по уравнениям, полученным на основе использования модели диффузионного пограничного слоя [53].

При теплообмене между стенкой канала и турбулентной пленкой выражение для коэффициента теплоотдачи имеет вид:

$$\alpha_{ж} = \rho_{ж} c_{рж} u_{*ж} \sqrt{\frac{u_{*ж} a_{ж} \rho_{ж}}{\sigma}} \left(arctg \left(R_1 \nu_{ж} \sqrt{\frac{\rho_{ж} u_{*ж}}{a_{ж} \sigma}} \right) \right)^{-1}, \qquad (6.59)$$

где R_1 – безразмерная толщина вязкого подслоя; $a_{ж}$ – коэффициент температуропроводности, $м^2/с$; $u_{*ж}$ – динамическая скорость в жидкой фазе, м/с; σ – поверхностное натяжение, $Н/м$; $c_{рж}$ – удельная теплоемкость жидкости, $Дж/(кг\cdot К)$.

Выражение для расчета R_1 получено на основе степенного профиля скорости в турбулентной пленке [53]:

$$R_1 = \left(\frac{U_\infty}{u_{*ж}}\right)^{\frac{7}{6}} \left(\frac{\nu_ж}{u_{*ж}\delta_{пл}}\right)^{\frac{1}{6}},$$

где U_∞ – средняя скорость на внешней границе пограничного слоя (межфазной поверхности пленки), м/с. Как известно: $U_\infty = 1{,}15 \cdot U_{ср}$.

При массообмене жидкой пленки с газовым потоком (слабое взаимодействие фаз) [53]:

$$\beta_ж = 9\cdot 10^{-4} (\nu_ж\, g)^{\frac{1}{3}} \mathrm{Re}_ж^{0{,}712} \mathrm{Sc}_ж^{-0{,}5}. \qquad (6.60)$$

На рис. 6.39, 6.40 приведены результаты расчета безразмерный комплексов по тепло- и массоотдачи по уравнениям (6.59) и (6.60) и сравнение с известными результатами других авторов.

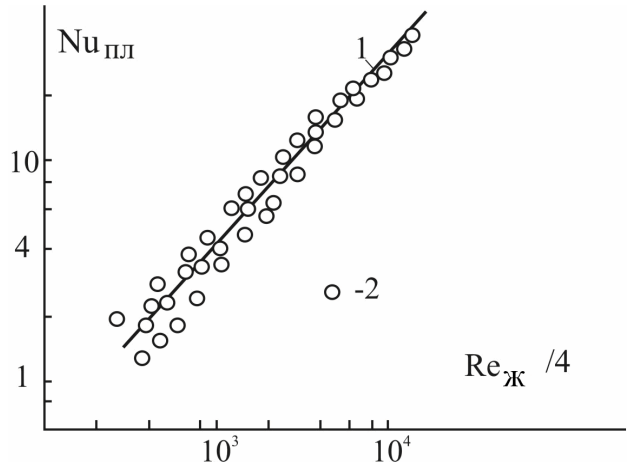


Рис. 6.39. Корреляция данных по теплоотдаче при пленочном течении: 1 – расчет по уравнению (6.59); 2 – опытные результаты различных авторов, обобщенные в работе ($\mathrm{Pr}_ж = 1{,}75$)[61]

На рис. 6.39, 6.40 $\mathrm{Nu}_{\text{пл}} = \dfrac{\alpha_{\text{ж}}\Theta}{\lambda_{\text{ж}}}$ – критерий Нусельта; $\mathrm{Sh}_{\text{пл}} = \dfrac{\beta_{\text{ж}}\Theta}{D_{\text{ж}}}$ – критерий Шервуда; $\lambda_{\text{ж}}$ – удельная теплопроводность жидкости, $\text{Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$.

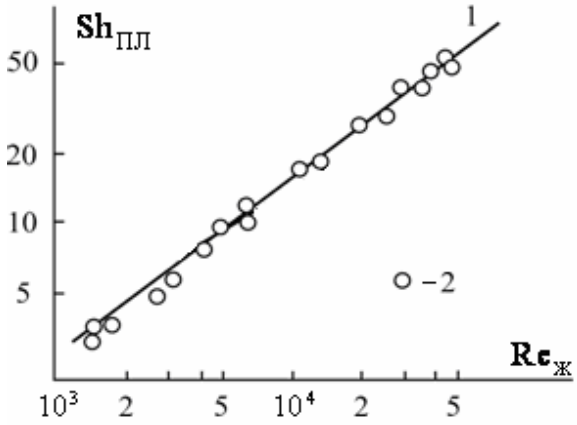


Рис. 6.40. Зависимость числа Шервуда в турбулентной пленке, стекающей по гладкой поверхности труб, от числа Рейнольдса при абсорбции кислорода воздуха дистиллированной водой: 1 – расчет по уравнению (6.60); 2 – опытные данные Кулова и др.

Массоотдача в газовой фазе

Массоотдачу в газовой фазе насадочных колонн иногда изучают путем возгонки твердых тел в отсутствии орошения. Тогда поверхность массообмена равна геометрической поверхности. Для возгонки часто используют нафталин, из которого изготавливают насадочные тела. Результаты экспериментов обобщаются в виде критериального уравнения [47]:

$$\mathrm{Sh}_{\text{г}} = c\cdot \mathrm{Re}_{\text{г}}^{m}\cdot \mathrm{Sc}_{\text{г}}^{1/3}, \qquad (6.61)$$

где $\mathrm{Sh}_{\text{г}} = \beta_{\text{г}}\, d_{\text{э}} / D_{\text{г}}$ – критерий Шервуда в газовой фазе; $\mathrm{Re}_{\text{г}} = W_0\, d_{\text{э}} / \nu_{\text{г}}$ – критерий Рейнольдса в газовой фазе; $\mathrm{Sc}_{\text{г}} = \dfrac{\mu_{\text{г}}}{D_{\text{г}}\cdot\rho_{\text{г}}}$ – критерий Штидта в газовой фазе; $\beta_{\text{г}}$ – коэффициент массоотдачи в газовой фазе, м/с; $D_{\text{г}}$ – коэффициент диффузии компонента в газовой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$; $\mu_{\text{г}}$ – динамический коэффициент вязкости газа, Па·с; $\rho_{\text{г}}$ – плотность газа,

кг/м^3; W_0 – фиктивная скорость газа (без насадки), м/с; $\nu_г$ – коэффициент кинематической вязкости газовой фазы, м^2/с.

Различными исследователями установлено для колец Рашига (10-50 мм), седел Берля (13, 25 мм), Колец Палля (50 мм), шаров, таблеток, колец (8 мм):

c=0,395 … 0,45; m=0,64 … 0,655, при $Re_г$ = 10 до 10^4.

Для описанных выше условий для нерегулярных насадок хорошие результаты дает уравнение, полученное на основе использования модели диффузионного пограничного слоя [53]:

$$\beta_г = 0{,}175 \cdot \left(\frac{\bar{\varepsilon}\nu_г}{\rho_г} \right)^{0{,}25} \cdot Sc_г^{-0{,}67}. \qquad (6.62)$$

Средняя скорость диссипации энергии газового потока в слое насадки равна:

$$\bar{\varepsilon} = \frac{\Delta p_г \cdot W_0}{\varepsilon_{св} \cdot H},$$

где $\Delta p_г$ – перепад давления, Па; H – высота слоя насадки, м.

Критериальное выражение Онда для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе $\beta_г$ в орошаемых колоннах с нерегулярными насадками имеет вид:

$$Nu_г = A \cdot \varepsilon_{св}^{p} \cdot Re_г^{0{,}8} \cdot Ga_г^{k} \cdot Sc_г^{1/3}, \qquad (6.63)$$

где критерий Нуссельта в газовой фазе $Nu_г = \beta_г \, d_э / D_г$; критерий Галилея в газовой фазе $Ga_г = d_э^3 g / \nu_г^2$.

Постоянные *A*, *p*, *k* имеют значения:

Кольца внавал A = 0,0142, p = 0,52, k = 0,16;

Седла A = 0,0058, p = 0,34, k = 0,22.

В газовой фазе при пленочном режиме работы насадочных колонн теоретическое уравнение для расчета коэффициента массоотдачи при турбулентном движении имеет вид [53]:

$$\beta_{\text{г}} = A\frac{\left(\bar{\varepsilon}_{\text{г}-\text{ж}}\dfrac{\nu_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}}\right)^{0,25}}{\text{Sc}_{\text{г}}^{0,67}\,q^{0,4}}. \qquad (6.64)$$

Аналогично записывается коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_{\text{г}} = A\rho_{\text{г}}c_{p\text{г}}\frac{\left(\bar{\varepsilon}_{\text{г}-\text{ж}}\dfrac{\nu_{\text{г}}}{\rho_{\text{г}}}\right)^{0,25}}{\text{Pr}_{\text{г}}^{0,67}\,q^{0,4}}, \qquad (6.65)$$

где $c_{p\text{г}}$ – удельная теплоемкость газа, $\text{Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$; $\text{Pr}_{\text{г}}$ – критерий Прандтля.

Средняя по объему скорость диссипации энергии равна

$$\bar{\varepsilon}_{\text{г-ж}} = \frac{\Delta p_{\text{г-ж}} W_0}{(\varepsilon_{\text{св}} - \varepsilon_{\text{жд}})H},$$

где $\Delta p_{\text{г}-\text{ж}}$ – составляющая перепада давления $\Delta p_{\text{ор}}$ в орошаемой насадке, вызванная наличием жидкой фазы, Па. Приближенно равна:

$$\Delta p_{\text{г}-\text{ж}} = \Delta p_{\text{ор}}(1-\psi_w).$$

Для колец, седел и регулярных насадок в уравнениях (6.64) и (6.65) $A \approx 0,013$. Для нерегулярных насадок «Инжехим–2000, 2002, 2003М» $A \approx 0,028$.

Для колец Рашига в укладку известно эмпирическое выражение, полученное Малюсовым, Малафеевым, Жаровонковым:

$$\beta_{\text{г}} = 0,0013\frac{D_{\text{г}}}{d_{\text{э}}}\text{Re}_{\text{г}}^{0,19}\,\text{Sc}_{\text{г}}^{0,5}. \qquad (6.66)$$

На рис. 6.41 представлены обобщенные результаты расчета $\beta_{\text{г}}$ по выражению (6.64) и сравнение с опытными данными [47].

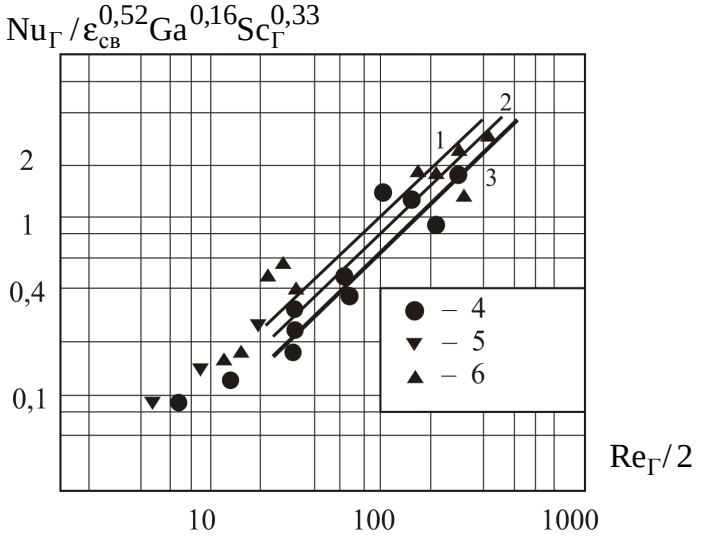


Рис. 6.41. Корреляция данных по массоотдаче в газовой фазе с насадкой из Колец Рашига: 1, 4 – кольца 10 мм; 2, 5 – 15 мм; 3, 6 – 25 мм. 1–3 – расчет по уравнению (6.64); 4–6 –экспериментальные данные, обобщенные в работе [47]. Коэффициент массоотдачи отнесен к смоченной поверхности насадки

Сравнительные массообменные характеристики насадок

В таблице 6.6 даны значения коэффициентов массоотдачи в жидкой фазе $\beta_ж$, рассчитанные по уравнению (6.54) для колец Рашига 25х25, по (6.55) для насадки «Инжехим–2000» и по (6.58) для регулярной рулонной насадки с шероховатой поверхностью «Инжехим» при различной плотности орошения, а также значения динамической составляющей задержки жидкости, вычисленные по критериальным выражениям для данных насадок.

Расчет выполнен при следующих условиях: давление в аппарате атмосферное, температура в аппарате 60 ºС, начальное содержание поглощаемого компонента в исходной смеси 47,72 мг/кг, конечное содержание 4 мг/кг, начальное содержание CO_2 в газовой фазе 460 мг/кг. Режим работы насадочной колонны пленочный. Критерий Шмидта составляет $Sc_ж = 191{,}1$.

Расчет коэффициента $\beta_ж$ для регулярной насадки «Инжехим» с шероховатой поверхностью (микрорельефом) с шагом $S = 3 \cdot 10^{-3}$ м, показывает, что значение $\beta_ж$ в 2 раза выше, чем у колец Рашига и на 20%, чем у «Инжехим–2000» с гладкой поверхностью.

Таблица 6.6. Значения коэффициентов массоотдачи в жидкой фазе и задержки жидкости при различной плотности орошения (десорбция углекислоты из воды воздухом)

Насадка	Плотность орошения, $м^3/(м^2 \cdot ч)$					
	30		40		50	
	$\beta_ж$, м/с	$\varepsilon_{жд}$	$\beta_ж$, м/с	$\varepsilon_{жд}$	$\beta_ж$, м/с	$\varepsilon_{жд}$
Нерегулярная насадка «Инжехим–2000», $a_v = 200$ $м^2/м^3$	$3{,}1 \cdot 10^{-4}$	$5{,}6 \cdot 10^{-2}$	$3{,}4 \cdot 10^{-4}$	$6{,}4 \cdot 10^{-2}$	$3{,}6 \cdot 10^{-4}$	$7{,}2 \cdot 10^{-2}$
Кольца Рашига 25х25 внавал, $a_v =$ 200 $м^2/м^3$	$1{,}9 \cdot 10^{-4}$	$6{,}0 \cdot 10^{-2}$	$2{,}0 \cdot 10^{-4}$	$7{,}1 \cdot 10^{-2}$	$2{,}2 \cdot 10^{-4}$	$8{,}0 \cdot 10^{-2}$
Регулярная рулонная гофрированная насадка с шероховатой поверхностью, $a_v =$ 200 $м^2/м^3$	$3{,}9 \cdot 10^{-4}$	$5{,}4 \cdot 10^{-2}$	$4{,}4 \cdot 10^{-4}$	$5{,}7 \cdot 10^{-2}$	$4{,}8 \cdot 10^{-4}$	$6{,}0 \cdot 10^{-2}$

На рис 6.42 и 6.43 приведены зависимости коэффициентов массоотдачи в газовой фазе $\beta_г$ от скорости газа W_0 для регулярных и нерегулярных насадочных контактных устройств при плотности орошения $q = 10 (м^3/м^2 \cdot ч)$.

На рис. 6.42 приведены экспериментальные значения коэффициента массоотдачи рулонной сегментной насадки «Инжехим» и его расчет по уравнению (6.64), а также сравнение с кольцами Рашига 50х50 в укладку, рассчитанное по уравнению (6.66). Вычисления, выполненные по

уравнению (6.64) дают значения $\beta_г$ с погрешностью не более 10–12 % от экспериментальных. Из рисунка видно, что рулонная сегментная насадка «Инжехим» имеет более высокие значения коэффициента массотдачи $\beta_г$ по сравнению с кольцами Рашига.

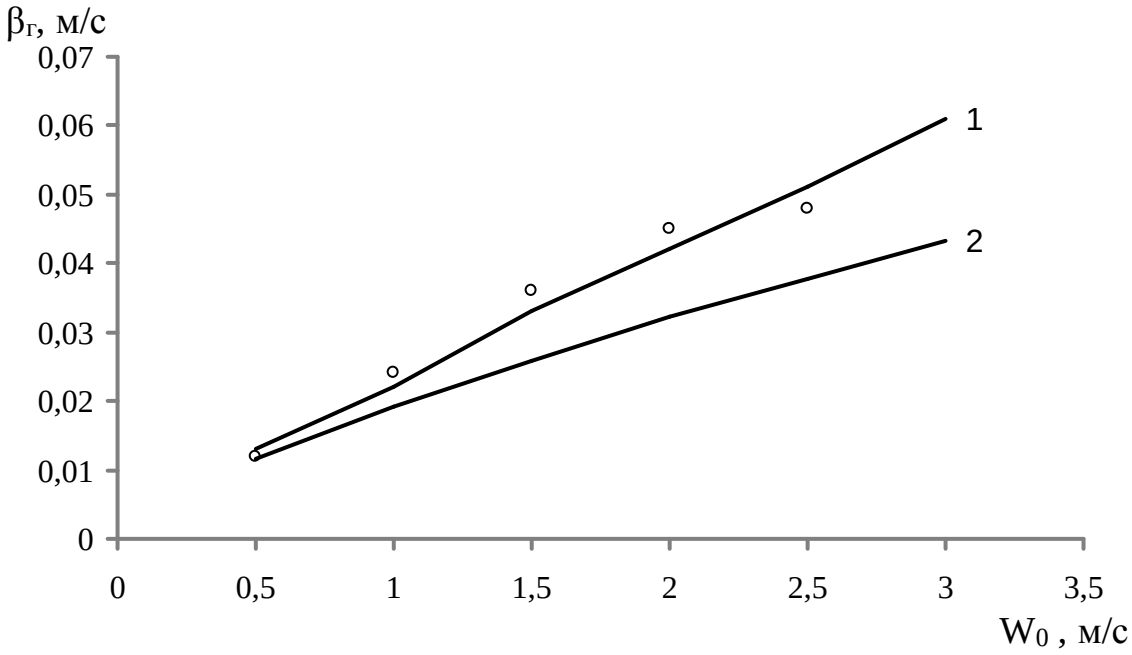


Рис. 6.42. Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от скорости газа, при плотности орошения $q = 10(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, абсорбция аммиака водой: 1 – регулярная рулонная насадка «Инжехим»: – расчет по уравнению (6.64), ○ – опытные данные [44–46, 62, 63]; 2 – кольца Рашига 50х50 в укладку, расчет по уравнению (6.66)

На рис. 6.43 представлено сравнение коэффициентов массоотдачи в газовой фазе для нерегулярных насадок, рассчитанных по уравнениям (6.63) и (6.64). Из рисунка видно, что нерегулярная насадка «Инжехим–2000» имеет более высокие значения коэффициента массотдачи $\beta_г$ по сравнению с кольцами Рашига 25х25, кольцами Палля 25х25 и седлами Берля 25 мм.

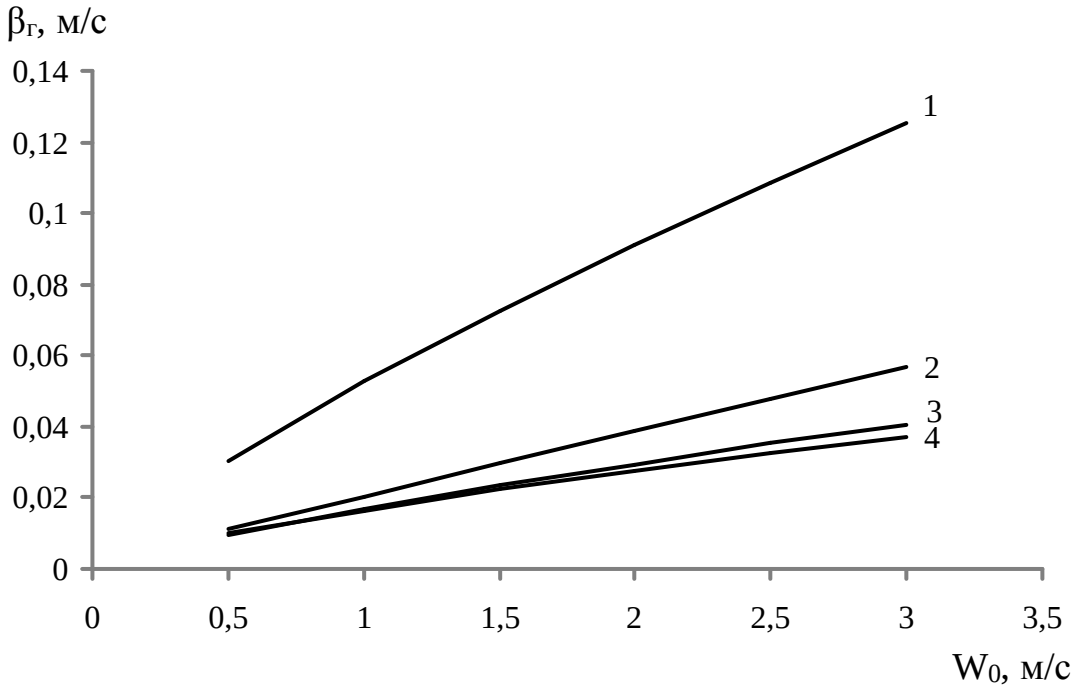


Рис. 6.43. Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от скорости газа, при плотности орошения $q = 10(м^3/м^2 \cdot ч)$, абсорбция аммиака водой: 1 – нерегулярная насадка «Инжехим–2000», расчет по уравнению (6.64); 2 – седла Берля 25 мм; 3 – кольца Рашига 25х25 внавал; 4 – кольца Палля 25х25; 2, 3, 4 – расчет по уравнению (6.63)

На рис. 6.44 дано сравнение $\beta_Г$, полученное по уравнениям (6.63) и (6.64) для различных насадок при плотности орошения $q = 40(м^3/м^2 \cdot ч)$. Из графика видно, что насадка «Инжехим–2000» также имеет лучшие массообменные характеристики, по сравнению со стальными кольцами Рашига 50х50 и стальными кольцами Палля 50х50.

На рис. 6.45 приводятся сравнения по объемному коэффициенту массопередачи [44, 64] для различных типов контактных устройств. На рис. 6.46 дана зависимость высоты единиц переноса $h_{ог}$ от скорости газа в колонне для различных пакетных регулярных насадок. Из представленных результатов следует, что регулярная гофрированная насадка с элементами шероховатости поверхности не уступает аналогичным контактным устройствам.

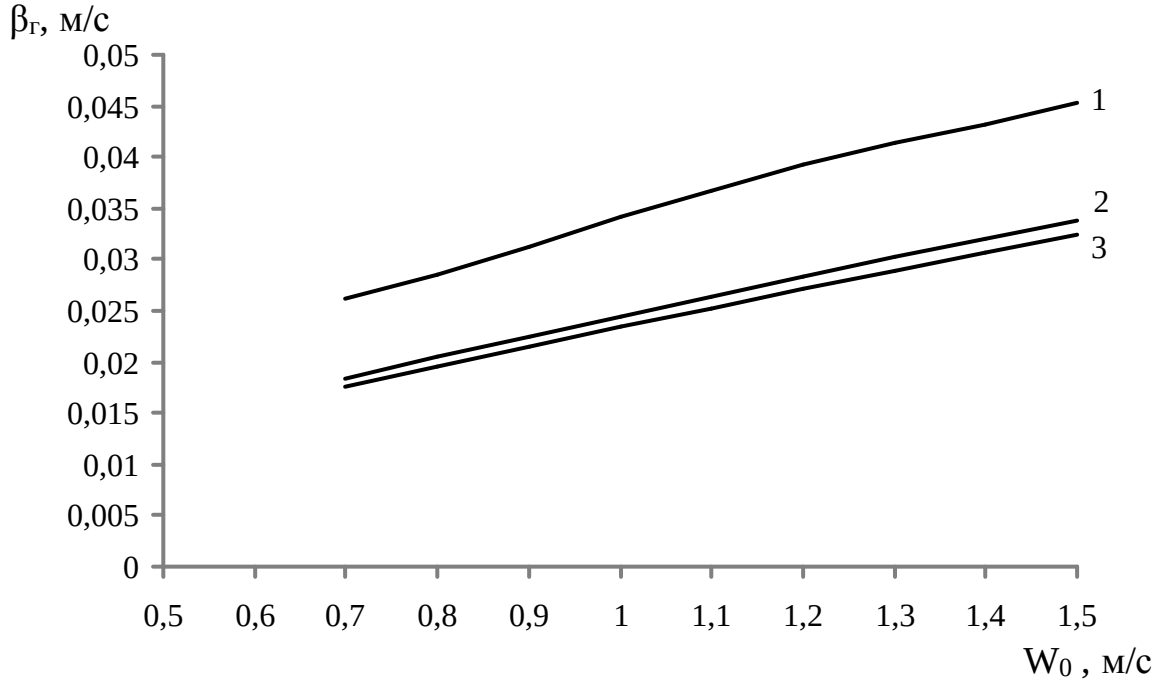


Рис. 6.44. Зависимость коэффициента массоотдачи в газовой фазе от скорости газа, при плотности орошения $q = 40(\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч})$, абсорбция аммиака водой: 1 – насадка «Инжехим–2000»; 2 – стальные кольца Рашига 50х50: 3 – стальные кольца Палля 50х50

Для оценки гидродинамических и массообменных характеристик насадок иногда используется энергетический комплекс

$$\text{E} = \frac{\Delta p_{\text{ор}} \cdot h_{\text{о г}}}{H}, \qquad (6.67)$$

где $h_{\text{о г}}$ – общее число единиц переноса, м.

Комплекс Е характеризует энергозатраты и массообменную эффективность контактных устройств.

Чем меньше гидравлическое сопротивление и больше коэффициент массопередачи (т.е. ниже значение $h_{\text{о г}}$), тем меньше комплекс Е и, следовательно, эффективнее насадка. На рис. 6.47 видно, что наиболее эффективной насадкой является насадка «Инжехим–2000».

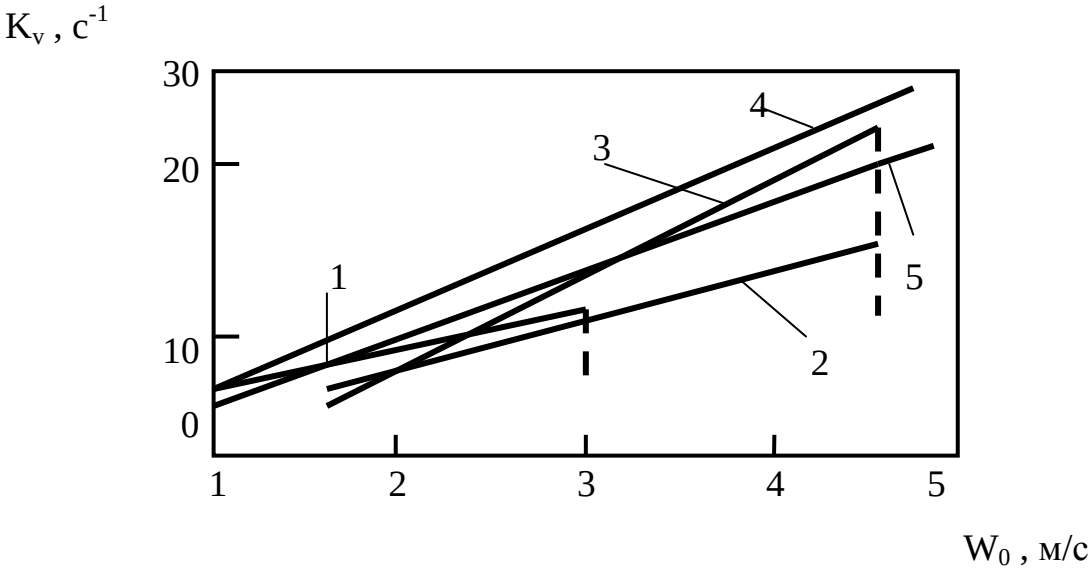


Рис. 6.45. Зависимость объемного коэффициента массопередачи K_v от скорости пара для дырчатой провальной тарелки, рулонной и плоскопараллельной насадок в условиях ректификации метанола [62] [модельная установка с колонным диаметром 120 мм, средняя концентрация метанола 50–55% (мол.); G/L=1; P=101,3 кПа; высота пакета насадок 50 мм; штриховые линии – предельные нагрузки]: 1 – тарелка со свободным качением 25% и отверстиями диаметром 3 мм; 2 – спиральная рулонная насадка с прямым гофром, $d_э$=12 мм; 3 – то же, с косым гофром, $d_э$=18 мм; 4 – плоскопараллельная насадка, $d_э$=12 мм; 5 – регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» [42], $d_э$=15 мм

Модернизация тепло- и массообменных аппаратов с использованием высокоэффективных контактных устройств является все более актуальным направлением в различных отраслях промышленности и энергетике. В данной главе показано, что нерегулярная насадка «Инжехим-2000» является современной альтернативой кольцам Палля, Рашига и другим аналогичным насадкам. При равной высоте слоя она обеспечивает большую производительность, меньшее удельное гидравлическое сопротивление и более высокое качество разделения смесей.

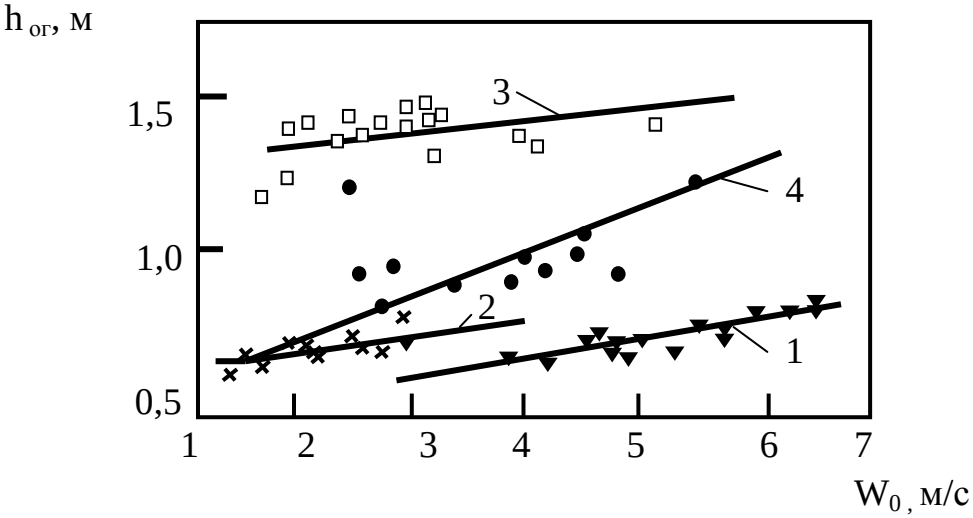


Рис. 6.46. Эффективность пакетных регулярных насадок при ректификации смеси метанол-вода [44, 62] [модельная установка с колонной диаметром 400 мм; концентрация метанола 30-45% (мол.); *P*=101,3 кПа]: 1- спиральная насадка с прямым гофром, $d_э$=12 мм; 2 – насадка «зиг-заг», $d_э$ = 30 мм; 3 – плоскопараллельная насадка, $d_э$=30 мм; 4 – регулярная рулонная гофрированная насадка «Инжехим» [42], $d_э$=15 мм

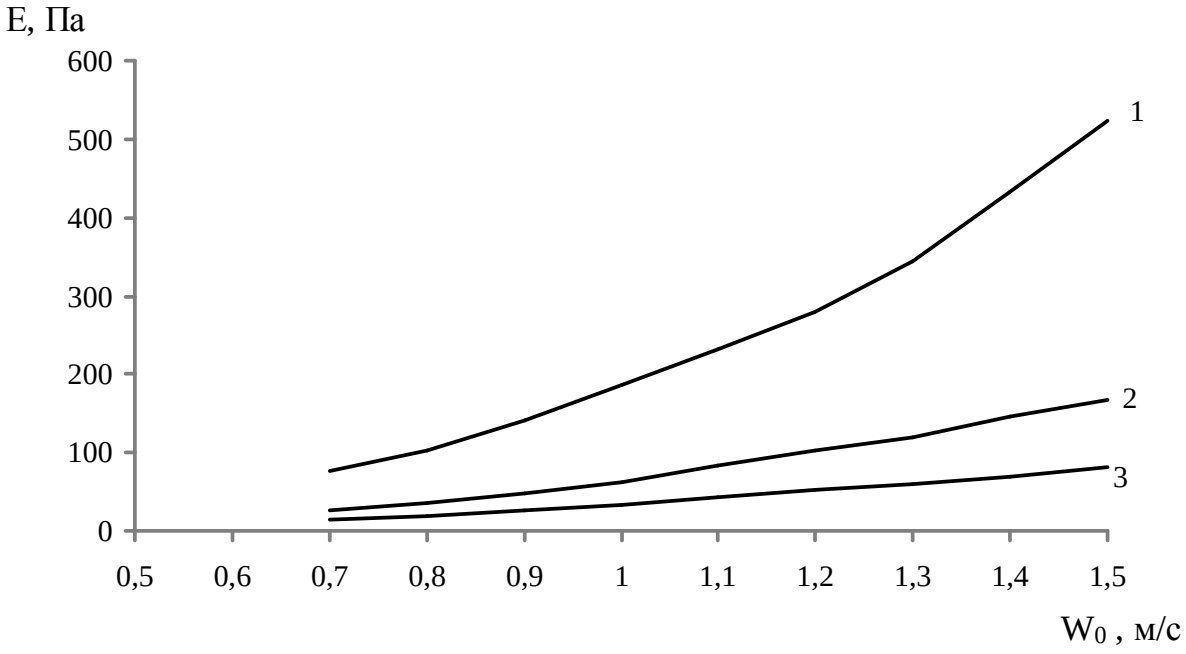


Рис. 6.47. Зависимость комплекса Е от скорости газа, при плотности орошения $q = 40(м^3/м^2 \cdot ч)$, $d_э = 0,03$ м, абсорбция аммиака водой: 1 – стальные кольца Рашига 50х50; 2 – стальные кольца Палля 50х50; 3 – насадка «Инжехим–2000»

У регулярной рулонной гофрированной насадки «Инжехим» гофры смежных листов расположены перекрестно по отношению друг к другу и образуют каналы для потока паровой фазы с интенсивной турбулентностью. Кроме того насадка выполняется с элементами шероховатости, что повышает коэффициент массоотдачи в жидкой фазе. Насадка характеризуется высокой разделяющей способностью при низком гидравлическом сопротивлении.

Рассмотренные выше теоретические выражения используются для расчёта промышленных насадочных колонн при их проектировании или модернизации с насадками «Инжехим» [44, 64, 64–69].

Литература к шестой главе

1. **Лаптев А.Г.** Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике: Пособие к расчету аппаратов / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Изд-во Казан. ун-та, 2008. – 730 с.

2. **Ясавеев Х.Н.** Модернизация установок переработки углеводородных смесей / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2004. – 307 с.

3. **Фарахов М.И.** Гидродинамические исследования нерегулярной насадки «Инжехим-2003» / М.И. Фарахов, Г.С. Дьяконов, Д.Л. Семенов, И.М. Шигапов, Н.Н. Маряхин // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2003. – С.77–80.

4. **Лаптев А.Г.** Разделение гетерогенных смесей в насадочных аппаратах / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-та, 2006. – 342 с.

5. **Дьяконов Г.С.** Гидродинамические исследования нерегулярной насадки Инжехим–2002 / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Н.Н. Маряхин и др. // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2002. – С. 118–121.

6. **Лаптев А.Г.** Гидравлические характеристики рулонной гофрированной тепломассообменной насадки / А.Г. Лаптев, Т.М. Фарахов, Лаптева Е.А., Минигулов Р.М. // Энергосбережение и водоподготовка – 2010. – № 1. – С. 35–37.

7. **Дьяконов Г.С.** Новый метод определения количества удерживаемой жидкости в насадочных колоннах / Г.С. Дьяконов, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов и др. // Тепломассообменные процессы и аппараты

химической технологии Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2001. – С. 193–197.

8. **Лаптев А.Г.** Проектирование контактных элементов для массообменных насадочных колонн / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Х.Н. Ясавеев, И.М. Шигапов, В.А. Данилов // Совершенствование подготовки учащихся и студентов в области графики, конструирования и стандартизации: Межвуз. науч.-метод. сб. – Саратов, 1999. – С.115–118.

9. **Дьяконов Г.С.** Разработка новой нерегулярной насадки и ее гидродинамические исследования / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Н.Н. Маряхин и др. // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2000. – С. 239–248.

10. **Дьяконов Г.С.** Экспериментальная установка для исследования насадочных контактных устройств / Г.С. Дьяконов, М.И. Фарахов, Н.Н. Маряхин и др. // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2000. – С. 235–239.

11. **Дмитриева Г.Б.**Эффективные конструкции структурированных насадок для процессов тепломассообмена / Г.Б. Дмитриева, М.Г. Беренгартен, М.И. Клюшенкова, А.С. Пушнов // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2005. – № 8. – С. 15–17.

12. **Сокол Б.А.** Насадки массообменных колонн / Б.А. Сокол, А.К. Чернышев, Д.А. Баранов. – М.: Галилея-принт, 2009. – 358 с.

13. **Лебедев Ю.Н.** Насадка ВАПУ ПАК для вакуумных колонн / Ю.Н. Лебедев, В.Г. Чекменов, Т.М. Зайцева и др.// Химия и технология топлив и масел. – 2004. – № 1. – С. 48–52.

14. **Клюйко В.В.** Исследование и расчет гидродинамических характеристик регулярных контактных устройств массообменных колонн / В.В. Клюйко, Л.П. Холпанов // Химические и нефтегазовое машиностроение. – 2004. – № 5. – С. 10–12.

15. **Фарахов М.И.** Насадочные контактные устройства для массообменных колонн / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – №2. – 2009. – С. 4–5.

16. **Ильиных А.А.** Массообмен в орошаемой насадке в режимах подвисания и эмульгирования / А.А. Ильиных, З.Н. Мемедляев, Н.Н. Кулов // ТОХТ. – 1989. – Т. 23. – № 5. – С. 569–574.

17. **Senol Aynur**. Эксплуатационное испытание и обсуждение конструкций насадочной колонны с новой керамической насадкой / Senol Aynur, Dramur Umur // Chim. Acta turc, 1995, 23. – № 2. – С. 145–155.

18. **Лаптев А.Г.** Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения / А.Г. Лаптев, В.Н. Кудряшов, М.И. Фарахов и др.// Сб. тр. Юбилейной науч.-прак. конф., посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». – Казань, 2003. – С.272–304.

19. **Зиберг Г.К.** Результаты промышленных испытаний новых типов регулярных насадок / Г.К. Зиберг, В.В. Клюйко, Т.М. Феоктистова // Наука и техника в газовой промышленности. – 2002. – № 3. – С. 16–19.

20. **Пушнов А.С.** Результаты аэродинамических и гидравлических испытаний полимерной блочной насадки для осуществления тепло- и массообменных процессов / А.С. Пушнов, А.М. Каган, А.С. Рябушенко, М.Г. Беренгартен, Т.А. Елкеев, А.И. Шустиков // Химическая техника. – 2006. – № 4. – С. 31–33.

21. **Рябушенко А.С.** Регулярная металлическая напсадка для осуществления прпоцессов тепло- и массообмена при непосредственном контакте фаз / А.С. Рябушенко, А.С. Пушнов, М.Г. Беренгартен // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2006. – № 6. – С. 14–15.

22. **Пушнов А.С.** Характеристики эффективных геликоидно-структурных насадок для испарительного охлаждения / А.С. Пушнов, А.М. Каган, М.Г. Беренгартен, А.С. Рябушенко, В.И. Шишов // Химическая промышленность сегодня. – 2007. – № 3. – С. 33–40.

23. **Каган А.М.** Насадочные контактные устройства / А.М. Каган, А.С. Пушнов, А.С. Рябушенко // Химическая технология. – 2007. – Т. 8. – № 5. – С. 232–240.

24. **Пушнов А.С.** Геликоидно-структурная полимерная насадка для осуществления процессов тепломассообмена при непосредственном контакте фаз / А.С. Пушнов, М.Г. Беренгартен, А.М. Каган, А.С. Рябушенко // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2007. – № 10. – С. 7–9 .

25. **Хафизов Ф.Ш.** Конструкции регулярных насадок для массообменных процессов в колоннах аппаратах / Ф.Ш. Хафизов, В.И. Фетисов, Р.Н. Фаткуллин и др. // Химическая промышленность. – 2004. – № 5. – С. 24–26.

26. **Повтарев И.А.** Исследование зависимости гидравлического сопротивления насадочного слоя колонного оборудования / И.А. Повтарев, В.Н. Блиничев, О.В. Чагин и др. // Изв. вузов Химия и химическая технология. – 2006. – Т. 49. – № 12. – С. 109–110.

27. **Зельвенский Я.Д.** Гидродинамика противотока жидкость-пар в насадочной колонне при низкотемпературной ректификации под

давлением / Я.Д. Зельвенский, Н.Н. Торопов // Химическая промышленность. – 2002. – № 8. – С. 21–23.

28. **Хафизов Ф.Ш.** Новая конструкция регулярной двутавровой насадки / Ф.Ш. Хафизов, Р.Н. Фаткуллин // Химическое и нефтегазовое машиностроение. – 2005. – № 6. – С. 11–12 .

29. **Холпанов Л.П.** Гидродинамика и тепломассообмен с поверхностью раздела / Л.П. Холпанов, В.Я. Шкадов. – М.: Наука, 1990.

30. **Воронцов Е.Г.** Влияние вида и размеров упорядоченной шероховатости на течение пленки жидкости / Е.Г. Воронцов // Журнал прикладной химии. – 1978. – Т. 51. – № 4. – С. 773–779.

31. **Квурт Ю.П.** О закономерностях пленочного течения в каналах с регулярной шероховатостью / Ю.П. Квурт, Л.П. Холпанов, В.А. Малюсов, М.И. Жаворонков // Докл. АН СССР, 1984. – Т. 274. – № 4. – С. 882–884.

32. **Квурт Ю.П.** Гидродинамические закономерности течения по шероховатой поверхности пленки жидкости с различной вязкостью и тепломассобмен: Дис. … канд. техн. наук / Ю.П. Квурт. – М.: ИОНХ., 1986.

33. **Lamourelle A.P.**, Sandal O.C. Gas absorption into a turbulent liquid // Chem. Eng. Sci. 1972. V.27. – №5. – P. 1035–1043.

34. **Davies J.T.**, Warner K.V. The effect of large-scale roughnes in promoting gas absorption // Chem. Eng. Sci. 1969, Vol.24. – №2. – P. 231–238

35. **Николаев А.Н.** Теплоотдача в пленке жидкости, стекающей по гладкой и шероховатой поверхности / А.Н. Николаев, Н.А. Войнов, Н.А. Николаев // ТОХТ. – 1998. – Т. 32. – № 1. – С. 28–32.

36. **Свидетельство Российской Федерации на полезную модель** № 13950. Насадка для тепло- и массообменных аппаратов / Фарахов М.И., Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г. и др. 20.06.2000. Бюл. № 17.

37. **Свидетельство Российской Федерации на полезную модель** № 17011. Регулярная насадка для массообменных аппаратов / Фарахов М.И., Елизаров В.В., Газизов Ш.Ф. и др. 10.03.2001. Бюл. № 7.

38. **Свидетельство Российской Федерации на полезную модель** № 17764. Насадка для массообменных колонн / Фарахов М.И., Кудряшов В.Н., Лаптев А.Г., Шигапов И.М. и др. 27.04.2001. Бюл. № 12.

39. **Свидетельство Российской Федерации на полезную модель** № 19483. Регулярная насадка. Фарахов М.И., Садыков И.Х., Афанасьев И.П. и др./ 10.09.2001 г., Бюл. № 25.

40. **Свидетельство Российской Федерации на полезную модель** № 32705. Распределитель жидкости для массообменных аппаратов /

Бусыгин В.М., Мустафин Х.В., Трифонов С.В., Гильманов Х.Х., Фарахов М.И. и др. 27.09.2003. Бюл. № 27.

41. **Свидетельство Российской Федерации на полезную модель** № 32707. Регулярная насадка для массообменных аппаратов / Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Дьяконов Г.С. и др. 27.09.2003. Бюл. № 27.

42. **Патент** Российской Федерации на полезную модель № 54818. Регулярная насадка для тепломассообменных аппаратов / Фарахов М.И., Шигапов И.М., Маряхин Н.Н., Фарахов Т.М., Лаптева Е.А. 27.07.2006. Бюл. № 21.

43. **Патент** Российской Федерации на изобретение № 2284844. Горизонтальный цилиндрический отстойник / Фарахов М.И., Альтапов А.Р., Афанасьев И.П., Кузнецов В.А. 10.10.2006. Бюл. № 28.

44. **Фарахов М.И.** Энергоресурсосберегающие модернизации установок разделения и очистки газов и жидкостей на предприятиях нефтегазохимического комплекса: Дис. … д-ра техн. наук / М.И. Фарахов. – Казань: КГТУ, 2009.

45. **Дьяконов С.Г.** Гидродинамические и массообменные характеристики рулонной насадки / С.Г. Дьяконов, В.В. Елизаров, М.И. Фарахов // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2003. – Т. 46. – Вып. 5. – С. 143–147.

46. **Елизаров В.В.** Технология проектированиятарельчато-насадочных аппаратов разделения водных растворов: Дис. … канд. техн. наук / В.В. Елизаров. – Казань: КГТУ (КХТИ), 2004.

47. **Рамм В.М.** Абсорбция газов / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976.

48. **Шигапов И.М.** Повышение эффективности насадочных колонн щелочной очистки пирогаза в производстве этилена: Дис. … канд. техн. наук / И.М. Шигапов. – Казань: КГТУ (КХТИ), 2000.

49. **Reinhard Billet**. Packed towers in processing and enviropmental technology. VCH. – New York, 1995.

50. **Маряхин Н.Н.** Влияние геометрии регулярной гофрированной насадки на ее гидродинамические характеристики: Автореф. дис. … канд. техн. наук / Н.Н. Маряхин. – Казань: КГТУ, 2003.

51. **Дьяконов Г.С.** Применение программного продукта Phoenics 3.3 для исследования регулярных гофрированных насадок / Г.С. Дьяконов, Х.Н. Ясавеев, Н.Н. Маряхин и др. // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 2002. – С. 185–189.

52. **Дьяконов Г.С.** Определение ВЭТТ для насадочных колонн при ректификации газового конденсата / Г.С. Дьяконов, А.Г. Лаптев,

М.И. Фарахов и др. // Газовая промышленность. – 1998. – № 10. – С. 20–22.

53. **Лаптев А.Г.** Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов / А.Г. Лаптев. – Казань: Изд-во Казан. ун-та, 2007.

54. **Войнов Н.А.** Пленочные биореакторы / Н.А.Войнов, Е.В.Сугак, Н.А.Николаев и др. – Красноярск: БОРГЕС, 2001.

55. **Коган В.Б.** Оборудование для разделения смесей под вакуумом / В.Б. Коган, М.А. Харисов. – Л.: Машиностроение, 1976.

56. **Войнов Н.А.** Процесс ферментации кормового белка в пленочных биореакторах; способы интенсификации и методы расчета: Дис. … д-ра техн. наук / Н.А. Войнов. – Красноярск, 1995.

57. **Davies J.T.** The effect of large-scale roughness in promoting gas absorption / J.T. Davies, K.V. Warner // Chem Eng. Sci., 1969, V.24. – № 2. – P.231-240.

58. **Koziol K.** Badanic procesow przenoczenia w aparatach warstewkowych. 11. Wplyw systematycznego bowkowania powierzchnina wartose wspolozynnika wnikania masy w splywajacym grawitacyjnie filmie cieczy / K. Koziol, L. Broniarz // Inzynieria chemiczna, 1978, 8. – № 2. – P. 319–333.

59. **Szozda L.** Absorpej warst ewre ciecry Sciekajacej po sciankkach rur z nonych tworzyw j rornej. Cheopowatosci powierzchni / L. Szozda, J. Dyduszynski // Prezm. Chem, 1965, 44, –№11. – P.235–240.

60. **Кулов Н.Н.** Массоотдача в жидкой фазе в орошаемой колонне с искусственной регулярной шероховатостью / Н.Н. Кулов, Т.С. Бажиров // Всесоюз. конф. «Современные машины и аппараты химических производств», Химтехника – 88. – Чимкент. – Т. 2. – Ч. 2. – С. 164–165.

61. **Нигматуллин Р.И.** Динамика многофазных сред Ч. 2. / Р.И.Нигматуллин. – М.: Наука, 1987. – 360 с.

62. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура (Процессы химической и нефтехимической технологии)/ Под ред. В.М. Олевского. – М.: Химия, 1988. – 240 с.

63. **Дьяконов С.Г.** Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ / С.Г. Дьяконов, В.И. Елизаров, А.Г. Лаптев. – Казань: Издательство Казан. ун-та, 1993. – 427 с.

64. **Лаптева Е.А.** Энергосбережение на теплотехнологической установке разделения этаноламинов: Дис. ... канд. техн. наук / Е.А. Лаптева. – Казань: КГЭУ, 2009.

65. **Фарахов М.И.** Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Труды Академэнерго КНЦ РАН. – 2008. – № 1. – С. 60–72.

66. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, В.А. Данилов и др.// Химическая промышленность. – 2001. – № 10. – С. 24–33.

67. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности ректификационных колонн в производстве этаноламинов / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев и др. // Химическая промышленность. – 2007. – № 7. – С. 354–360.

68. **Фарахов М.И.** Энергосберегающие модернизации установок на предприятиях нефтегазохимического комплекса / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – 2008. – №12. – С.4–7.

69. **Лаптев А.**Г. Массообменная и энергетическая эффективность колонн с насадками / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, М.М. Башаров // Химическая техника. – 2010. – №9. С. 38–40.

ГЛАВА 7
ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ НА УСТАНОВКАХ ГАЗОРАЗДЕЛЕНИЯ В ПРОИЗВОДСТВЕ ЭТИЛЕНА

Нефтехимия и органический синтез являются важнейшими отраслями российской промышленности. Ожидаемый промышленный рост связан с увеличением выпускаемой продукции. Следствием этого роста станет повышение нагрузки на уже имеющиеся оборудование, которое зачастую является физически и морально устаревшим. Поэтому одна из актуальных задач – модернизация оборудования и оптимизация технологических схем.

В главе рассмотрены некоторые примеры по использованию разработанных и исследованных насадочных элементов «Инжехим» при модернизации промышленных тепло- и массообменных колонн в производстве этилена [1–21].

Этилен (C_2H_4) до температуры –103 ºС бесцветный газ. При более низких температурах этилен находится в жидком состоянии. В 19 веке этилен широко использовался в газовых светильниках. До середины двадцатого столетия этилен большей частью применялся в производстве этиленгликоля и этилового спирта. Затем стало развиваться производство стирола и полиэтилена. В наши дни производными этилена являются: полиэтилен, этилбензол, стирол, дихлорэтан, винилхлорид, этиленгликоль, этанол, винилацетат, α-олефины, линейные спирты и т.д.

7.1. Модернизация узла охлаждения пирогаза

В данном разделе рассматривается схема теплотехнологическая узла охлаждения пирогаза перед компремированием в процессе производства этилена. Рассматриваемый участок является частью установки газоразделения Э-200 завода «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез». В технологической линии после печей пиролиза этана-сырья полученный пирогаз проходит несколько стадий охлаждения и затем поступает к компрессорам. Перед узлом компремирования происходит охлаждение пирогаза с 200 до 40–50 °С поэтапно: с помощью впрыска циркуляционной воды непосредственно перед колонной и в самой закалочной колонне К-201 (рис. 7.1). Закалочная колонна диаметром 3,2 метра состоит из двух секций с различными контактными устройствами.

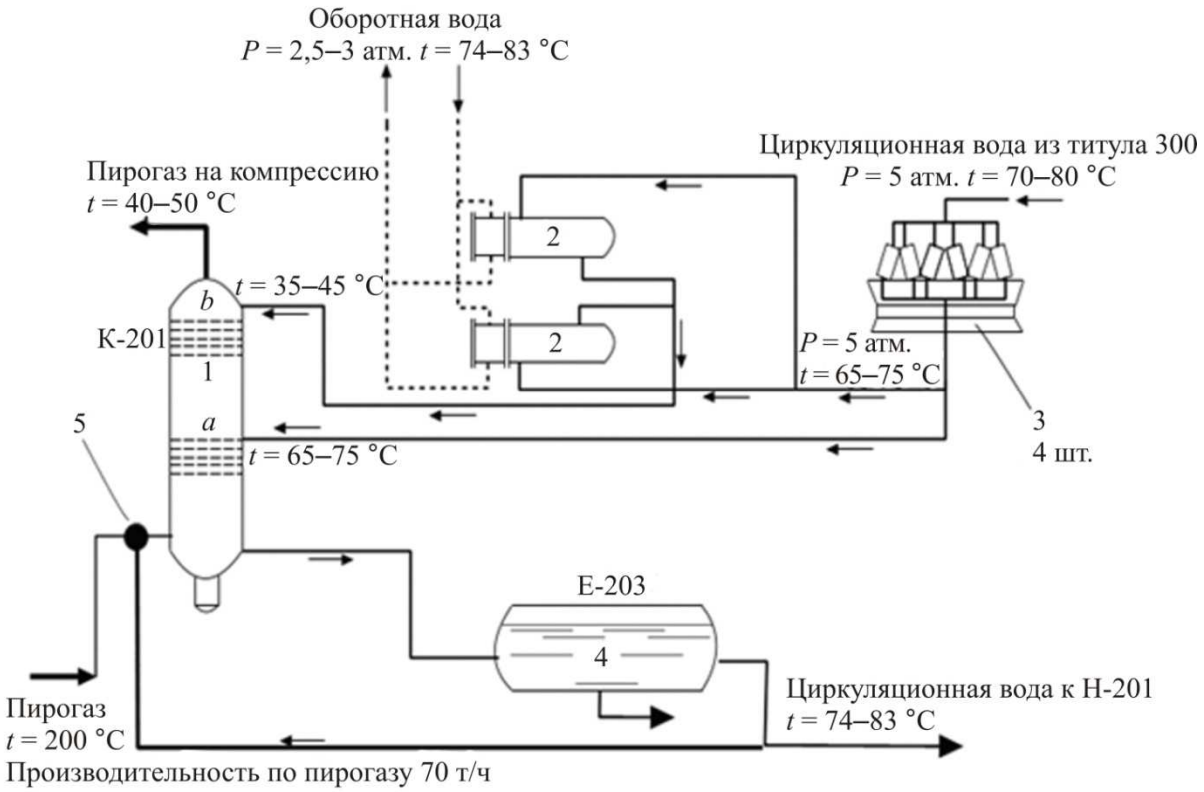


Рис. 7.1. Теплотехнологическая схема охлаждения пирогаза:
1 – колонна закалки пирогаза; 2 – холодильники циркуляционной воды; 3 – аппараты воздушного охлаждения циркуляционной воды; 4 – отстойник циркуляционной воды; 5 – устройство впрыска воды в поток пирогаза; a – нижняя секция колонны, состоящая из семи уголковых провальных тарелок; b – верхняя секция колонны, состоящая из семи клапанных тарелок

Пирогаз поступает на охлаждение с массовым расходом G = 55–68 т/ч, что соответствует около 200 тыс. т. этилена в год, и давлением 1,83 кгс/см^2. Перед колонной осуществляется предварительный впрыск воды для снижения температуры пирогаза до t=45-50°C, в основном за счет интенсивного испарения воды. После этого пирогаз поступает в закалочную колонну, где происходит его дальнейшее охлаждение водой до t = 50–60 °C (требуемая температура охлаждения 40–45 °C). Вода подается в колонну в двух вводах с различным расходом. Расход воды, подаваемой в верхнюю часть колонны, составляет 130–200 т/ч, а в нижнюю часть – 500–600 т/ч. Начальная температура охлаждающей воды верха колонны 35–45 °C. Начальная температура воды, идущей в нижнюю секцию колонны, – 65–76 °C. После

прохождения через колонну загрязненная вода поступает в отстойник Е-203, где происходит удаление сажи, смолы и тяжелых углеводородов. Вода из отстойника откачивается насосами, проходит через ряд теплообменников и поступает снова в колонну. При невысокой эффективности охлаждения создаются трудности на узле компрессирования, связанные с перерасходом энергии, затрачиваемой на сжатие пирогаза. Для уменьшения энергозатрат установки газоразделения требуется снизить температуру выходящего из колонны пирогаза до 45 °С при повышенной нагрузке по последнему до 88,6 т/ч.

В результате расчетов с использованием математической модели процесса теплообмена в насадочном слое (гл. 1) рассмотрены различные варианты работы колонны с цепью определения режимных и конструктивных характеристик узла [7, 15].

В частности, на рис. 7.2 представлены зависимости температуры охлажденного пирогаза для проектной нагрузки в зависимости от температуры циркуляционной воды, подаваемой в верхнюю секцию колонны. Каждая кривая построена при фиксированной температуре циркуляционной воды, подаваемой в нижнюю секцию колонны. Как видно на рисунке, зависимости являются преимущественно линейными. Характер зависимостей не меняется и при повышении нагрузки по пирогазу и при варьировании расходов охлаждающей воды.

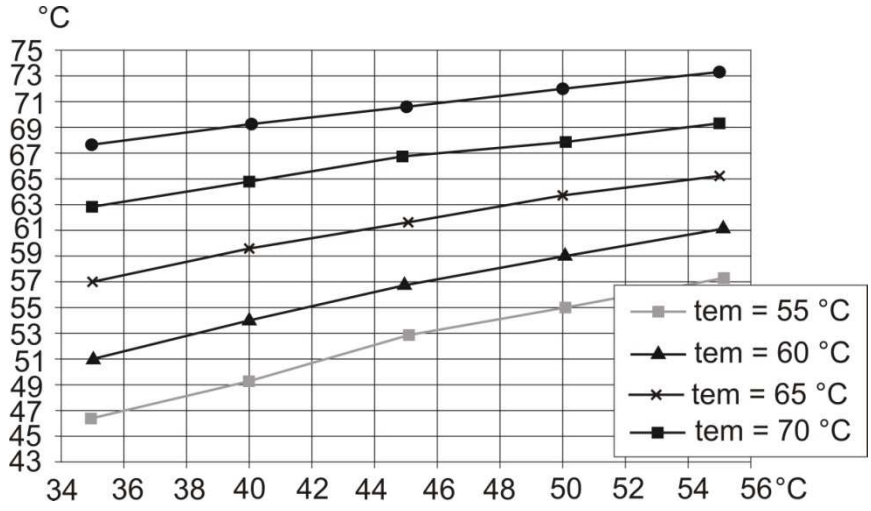


Рис. 7.2. Распределение температуры пирогаза на выходе из колонны в зависимости от температур потоков охлаждающей воды

Кроме этого, расчетным путем исследовался процесс охлаждения пирогаза с помощью впрыска [7, 17]. На рис. 7.3 показаны зависимости, полученные в результате варьирования расхода циркуляционной воды,

направляемой на впрыск. Данные, показанные на рис. 7.2 и 7.3, свидетельствуют о том, что нагрев охлаждающей воды происходит в большей части за счет конденсации паров воды, поступающих в колонну вместе с исходным пирогазом, а также за счет испарения впрыскиваемой в трубопровод перед колонной воды. Это объясняется тем, что теплота фазового перехода воды (испарения - конденсации) – около 2300 кДж/к, теплоемкость воды – 4,2 кДж/(кг·К), а теплоемкость чистого пирогаза – около 2–2,5 кДж/(кг·К). Температурный уровень конденсации и ее скорость определяются температурами охлаждающей воды и концентрацией паров воды в охлаждаемом пирогазе (перепад давления оказывает незначительное влияние). Иначе говорят, температура пирогаза не может опуститься ниже, чем температура насыщения паров воды в нем.

Рис. 7.3. Зависимость температур потоков от величины массового расхода впрыскиваемой перед колонной воды

Таким образом, главным методом снижения температуры пирогаза (как и других многокомпонентных газовых смесей с различной температурой конденсации веществ) может служить лишь снижение температуры охлаждающей среды. Другие меры, в основном сводящиеся к увеличению общего КПД тем или иным способом, могут улучшить ситуацию только в пределе до температуры насыщения низкокипящего компонента газовой смеси.

Расчеты показали, что наибольшее влияние на температуру охлаждения пирогаза оказывает температура воды, подаваемой в нижнюю секцию. Поэтому для ее более глубокого охлаждения решено установить два дополнительных теплообменника, аналогичных обозначенным цифрой 2 на рис. 7.1. Зависимость между температурой охлаждающей воды,

концентрацией водяных паров и температурой пирогаза приводит к неэффективному использованию большей части воды, впрыскиваемой перед колонной, что хорошо видно на рис. 7.2. Однако снижать количество подаваемой воды нельзя из-за низкой степени контакта фаз в месте впрыска. В то же время неиспарившаяся вода вместе с твердыми частицами, которые изначально приходят вместе с пирогазом, поступая в колонну, негативно влияют на ее работоспособность. Необходимо установить скруббер-сепаратор после впрыска воды для последующей сепарации капель воды и другой дисперсной фазы.

Кроме того, в результате расчетов и анализа работы колонны К-201 была выявлена неэффективность используемых в колонне контактных устройств (уголковые тарелки провального типа в нижней секции, клапанные – в верхней). Недостаточно полный контакт фаз в колонне приводит к перерасходу циркуляционной воды и требует более низкой ее температуры для обеспечения необходимой степени охлаждения. Требуется их замена на новые, которые должны отвечать следующим требованиям:

- высокая эффективность;
- низкое гидравлическое сопротивление;
- высокая пропускная способность;
- малая удерживающая способность;
- широкий диапазон устойчивой работы.

Одним из решений, удовлетворяющим вышеперечисленным требованиям, может служить замена уголковых тарелок в нижней секции на регулярную насадку IRG [16], а в верхней секции – на нерегулярную насадку «Инжехим-2000» [3] (см. гл. 3 и 6).

Для обоснования необходимости установки скруббер-сепаратора был произведен сравнительный термодинамический анализ узла охлаждения пирогаза на установке газоразделения Э-200 [15].

В качестве объектов исследования рассматривались три варианта организации системы охлаждения пирогаза на установке газоразделения Э-200:

1) существующая система, рассчитанная на производительность 65 т/ч пирогаза;

2) модернизированная система (см. рис. 7.4) с включением дополнительных теплообменников - охладителей воды и рассчитанная на повышенный расход пирогаза – 117,2 т/ч;

3) модернизированная система с включением дополнительных теплообменников-охладителей воды и сепаратора со встроенным

скруббером. Эта система также рассчитана на повышенный расход пирогаза – 117,2 т/ч.

Для данных объектов характерны следующие признаки:

1. Теплота от охлаждаемых объектов сбрасывается в атмосферу. Для интенсификации этого процесса и обеспечения его непрерывности предназначена система оборотного водоснабжения.

2. В структуре энергобаланса объекта превалирующую долю имеют тепловые процессы превращения теплоты.

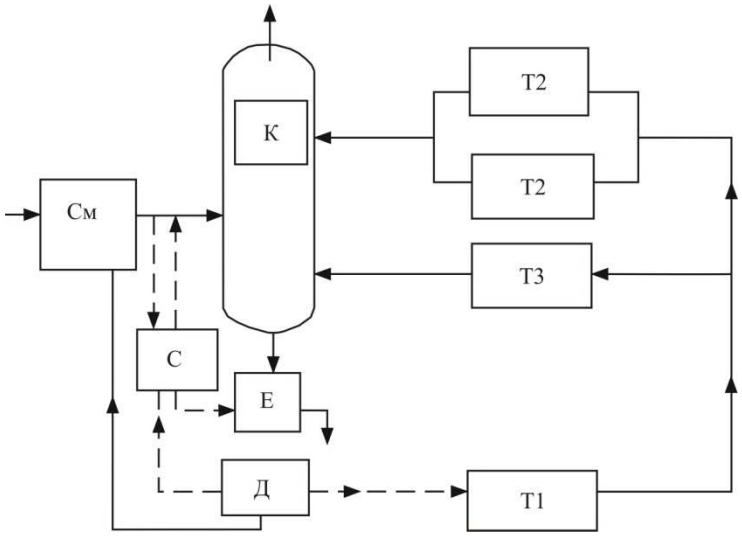


Рис. 7.4. Схема модернизации узла охлаждения пирогаза:
С – сепаратор со встроенным скруббером; К – колонна;
См – смеситель; Е – отстойник циркуляционной воды, осажденной в сепараторе; Д – делитель; Т1 – отстойник циркуляционной воды; Т2 – холодильник циркуляционной воды; Т3 – охладитель циркуляционной воды

Методика проведения анализа термодинамической эффективности объектов базируется на эксергетическом методе исследования (разд. 5.2). Результаты проведенного термодинамического анализа представлены в виде таблиц (табл. 7.1–7.3) [15].

Как видно из таблиц, эксергетический КПД у модифицированных схем ниже, чем у существующей в настоящее время. Это объясняется ростом необратимых потерь эксергии, связанных с изменением температурных режимов работы узла охлаждения пирогаза. Однако целевая эффективность данных схем повышается почти на 7% и достигает наибольшего значения – 90,5 % для модифицированной схемы со скруббером-сепаратором.

Таблица 7.1. Показатели термодинамической эффективности существующей системы охлаждения пирогаза

№ п/п	Элемент	$E_{подв}$	$E_{пол}$	$E_{пот}$	η_e
1	Смеситель	229,28	135,19	94,09	0,589
2	Колонна	11677,42	11616,41	3203,76	0,726
3	Делитель	9822,56	9822,57	0	1,0
4	Холодильник Т1	571,97	39,32	532,65	0,069
5	Холодильник Т2	618,49	119,58	498,91	0,193
	Показатель системы	11670,18	1793,84	9876,33	0,154
	Целевой эффект	11670,18	9678,31	1991,86	0,829

Таблица 7.2. Показатели термодинамической эффективности существующей системы охлаждения пирогаза повышенной производительности

№ п/п	Элемент	$E_{подв}$	$E_{пол}$	$E_{пот}$	η_e
1	Смеситель	325,72	194,95	130,76	0,599
2	Колонна	14414,56	11591,88	6753,09	0,531
3	Делитель	10369,08	10369,08	0	1,000
4	Холодильник Т1	1747,88	140,48	1607,40	0,080
5	Холодильник Т2	602,59	156,19	446,38	0,259
6	Теплообменник Т3	631,57	114,55	517,02	0,181
	Показатель системы	21592,29	1222,80	20369,49	0,057
	Целевой эффект	21592,29	19472,81	2119,47	0,902

Включение дополнительной колонны или подобного дорогостоящего оборудования, конечно, даст эффект, однако температура выходящего пирогаза по-прежнему будет определяться главным образом температурой охлаждающей воды. Установка дополнительного теплообменника будет иметь большую результативность. Увеличение общего КПД тепломассообменных аппаратов (колонны) связано с затратами обратной зависимостью, т.е. при приближении КПД к теоретически возможному пределу эффективность затрат, связанных с его увеличением, падает. Поэтому в первую очередь следует рассматривать повышение общего КПД колонн путем замены контактных устройств [17].

Таблица 7.3. Показатели термодинамической эффективности существующей системы охлаждения пирогаза повышенной производительности со сруббером-сепаратором

№ п/п	Элемент	$E_{подв.}$	$E_{пол.}$	$E_{пот.}$	η_e
1	Смеситель	325,72	194,95	130,76	0,599
2	Колонна	11844,89	11051,41	5549,23	0,532
3	Делитель	10683,58	10683,58	0	1,000
4	Холодильник Т1	7848,42	630,80	7217,62	0,080
5	Холодильник Т2	559,71	145,084	414,63	0,259
6	Теплообменник Т3	587,42	106,54	480,88	0,181
7	Скруббер	86,98	72,57	14,41	0,834
	Показатель системы	21528,97	1222,8	20306,17	0,057
	Целевой эффект	21528,978	19472,82	2056,15	0,904

Замена контактных устройств увеличит КПД колонны без внесения существенных конструктивных изменений, снизит температуру охлажденного пирогаза до требуемой, увеличит диапазон устойчивой работы, что является необходимостью в связи с планируемым увеличением производительности.

Внедрение всех вышеперечисленных мероприятий позволит снизить температуру охлажденного пирогаза до 40–45 °С даже при увеличении нагрузки на 30–60 % . По результатам расчетов для режима с повышенной нагрузкой (до 88,61 т/ч) была составлена таблица рекомендуемых значений расходов и температур охлаждающей воды (табл. 7.4)

Таким образом, для повышения эффективности работы узла охлаждения пирогаза необходимо проведение мер, перечисляемых в порядке действенности: снижение температуры циркуляционной воды, замена контактных устройств в колонне, сепарирование капельной влаги и твердых частиц на входе в колонну.

Аналогичные технические решения предложены для модернизации колонны К-5 охлаждения пирогаза на установке Э-100. Выполненная замена старых контактных устройств на насадку «Инжехим» дала положительные результаты.

Таблица 7.4. Рекомендуемые температуры и расходы циркуляционной воды

Номер варианта	Расход воды, подаваемой в верхнюю секцию колонны, т/ч	Температура воды, подаваемой в верхнюю секцию колонны, °С	Расход воды, подаваемой в нижнюю секцию колонны, т/ч	Температура воды, подаваемой в нижнюю секцию колонны, °С	Температура пирогаза на выходе из колонны, °С
1	200	35	550	50–55	43–47
2	200	35	600	50–55	42–46
3	250	35	450	50–55	42–46
4	250	35	500	50–55	41–44
5	250	35	550	50–55	40–43
6	250	35	600	50–55	39–42

7.2. Модернизация колонн щелочной очистки пирогаза

В данном разделе показан пример модернизации действующей массообменной колонны на установке газоразделения в производстве этилена.

Для повышения разделительной способности и снижения энергозатрат узла щелочной очистки пирогаза установки Э-100 завода «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез» проведена модернизация колонны К-7 путем замены устаревшей насадки – колец Рашига – на вновь разработанную высокоэффективную насадку «Инжехим - 2000» (см. гл. 3 и 6).

Абсорбционные колонны К-7 и К-8 диаметром 1,4 м предназначены для щелочной очистки пирогаза от углекислого газа, сероорганических соединений и сероводорода при помощи 10 % водного раствора щелочи. Пирогаз, содержащий до 1500 ппм объемных CO_2, от компрессора В-3 с расходом 18–32 т/ч под давлением 39 кгс/см^2 поступает в нижнюю часть колонны К–7, в которой организовано две секции щелочной очистки (рис. 7.5).

Каждая секция содержит два слоя насадки по 3,5 м. Секции отделены друг от друга глухой тарелкой (по жидкой фазе). С верха колонны К-7

пирогаз с содержанием CO_2 около 20 ппм об. подается в низ колонны К-8, которая также поделена глухой тарелкой на две секции. Нижняя насадочная секция К-8 общей высотой 7 метров предназначена для щелочной очистки, а верхняя секция - для водной отмывки пирогаза. Верхняя секция содержит слой насадки высотой 3,5 метра и три колпачковые тарелки. Пирогаз, очищенный от CO_2, отбирается с верха колонны К-8 и далее поступает в теплообменник Т-16.

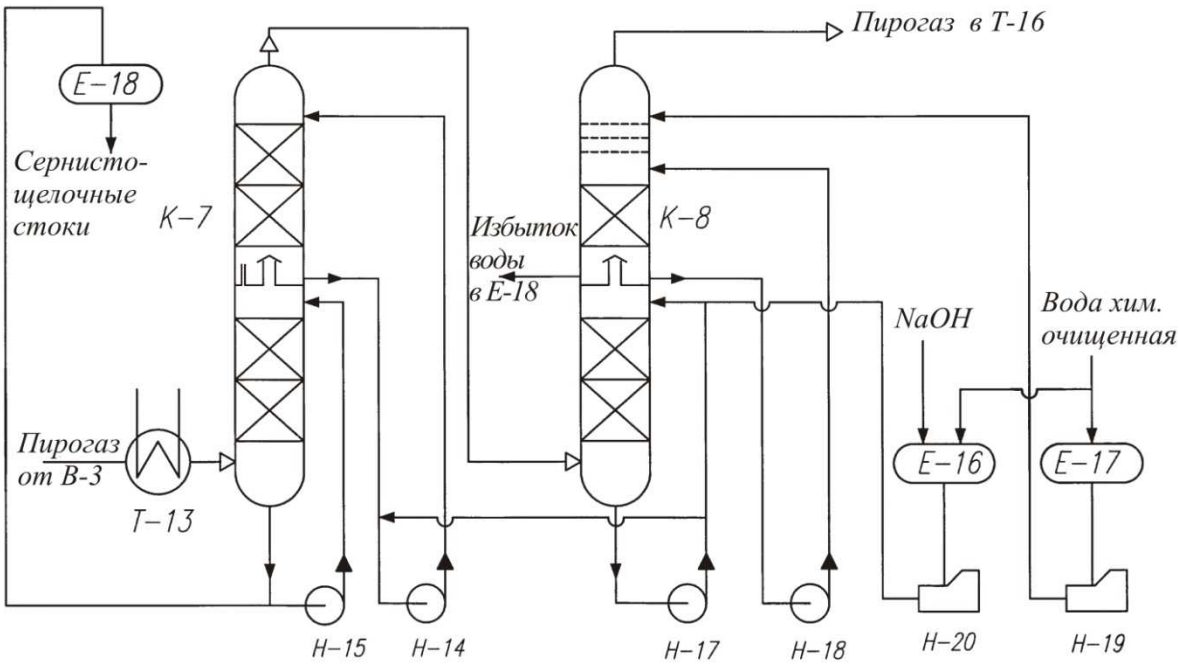


Рис. 7.5. Технологическая схема узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена

В узле щелочной очистки организована противоточная схема движения потоков. Из емкости Е-17 химически чистая вода насосом Н-19 подается на верхнюю тарелку К-8. В насадочной секции водной отмывки организована циркуляция орошающей воды насосом Н-18. Отработанная вода с глухой тарелки К-8 отводится в аппарат Е-18. Свежий раствор щелочи насосом Н-20 подается из Е-16 на орошение нижней секции К-8. Насос Н-17 обеспечивает циркуляцию щелочи в этой секции. Циркуляцию орошения в верхней секции К-7 осуществляет насос Н-14, на вход которого подается раствор NaOH из линии нагнетания Н-17. Через переливную трубку, установленную в глухой тарелке, жидкая фаза с верхней секции К-7 поступает в нижнюю. Отработанный раствор с низа колонны К-7 насосом Н-15 подается на орошение нижней секции, а также отводится в Е-18. Таким образом, пирогаз, содержащий большое

количество CO_2, взаимодействует с отработанным раствором щелочи, а свежий раствор NaOH контактирует с практически очищенным пирогазом.

Моделирование процесса щелочной очистки пирогаза

Для расчета процесса и выбора варианта модернизации колонн К-7 и К-8 использована диффузионная модель. При математическом описании процесса хемосорбции с учетом продольного перемешивания составляется материальный баланс для элементарного объема слоя насадки. При хемосорбции в противоточной насадочной колонне уравнения диффузионной модели записываются в виде [2]

$$D_{\text{пж}}\varepsilon_{\text{ж}}S_k\frac{d^2x_A}{dz^2}-\frac{L}{\rho_{\text{ж}}}\frac{dx_A}{dz}=\phi\beta_{\text{ж}v}S_k\left(x_{A_{\text{гр}}}-x_A\right), \tag{7.1}$$

$$D_{\text{пг}}\left(\varepsilon_{\text{св}}-\varepsilon_{\text{ж}}\right)S_k\frac{d^2y_A}{dz^2}-\frac{G}{\rho_{\text{г}}}\frac{dy_A}{dz}=\beta_{\text{г}v}S_k\left(y_A-y_{A_{\text{гр}}}\right). \tag{7.2}$$

Система уравнений дополняется уравнением равновесия и граничными условиями.

Концентрации распределяемых компонентов на границе раздела определяются из балансовых соотношений потока массы. Количество массы компонента, перешедшего из одной фазы в другую, с учетом химической реакции в жидкой фазе записывается в виде

$$M=\phi\beta_{\text{ж}v}V\rho_{\text{ж}}\left(x_{A_{\text{гр}}}-x_A\right)=\beta_{\text{г}v}V\rho_{\text{г}}\left(y_A-y_{A_{\text{гр}}}\right). \tag{7.3}$$

Концентрации компонента на границе раздела фаз связаны соотношением

$$y_{\text{гр}}=K\cdot x_{\text{гр}}, \tag{7.4}$$

где K – коэффициент распределения; $K = E/P$; E – константа Генри; P – давление в системе. При определении константы Генри учитывается влияние электролита (щелочи и продуктов реакции) на растворимость газа по известной методике.

При известных значениях задержки жидкости $\varepsilon_{\text{ж}}$, объемных коэффициентов массоотдачи $\beta_{\text{ж}v}$ и $\beta_{\text{г}v}$, коэффициентов продольного

перемешивания $D_{пж}$ и $D_{пг}$ решение системы дифференциальных уравнений (7.1), (7.2) позволяет определять профиль концентраций компонента в фазах по высоте колонны и вычислить общую эффективность разделения.

Коэффициенты продольного перемешивания в фазах в насадочных колоннах находятся по критериальным уравнениям (гл. 6).

Для расчета коэффициентов массоотдачи используется математическая модель (разд. 1.4 и разд. 6.8).

Если в жидкой фазе протекает необратимая химическая реакция типа

$$A + qB \xrightarrow{r_{mn}} C, \tag{7.5}$$

где A – поглощаемый компонент; B – хемосорбент; C – продукты реакции, то коэффициент ускорения массоотдачи для реакции (11.3) рассчитывается по известной формуле:

$$\phi = \frac{2\left(M_x + 1\right)}{1 + \left(1 + 4\left(M_x / R_x\right)^2\right)^{1/2}}. \tag{7.6}$$

Здесь $M_x = \dfrac{x_B D_A}{q x_{A_{гр}} D_B}$; $R_x = \dfrac{1}{\beta_ж}\left(\dfrac{2}{m+1} D_A r_{mn} x_{A_{гр}}^{m-1} x_B^n\right)^{1/2}$, m и n показывают порядок химической реакции.

В производстве этилена на ОАО «Казаньоргсинтез» в колоннах К-7 и К-8 химическая реакция в жидкой фазе протекает согласно схеме:

$$CO_2 + 2\,NaOH \xrightarrow{r_{II}} Na_2\,CO_3 + H_2\,O,$$

$$H_2\,S + NaOH \xrightarrow{r_I} NaHS + H_2\,O.$$

В случае хемосорбции CO_2 и H_2S раствором NaOH на границе раздела фаз протекает быстрая реакция, поэтому концентрации поглащаемых компонентов в ядре жидкой фазы равны нулю. На основании этого при описании данного процесса профиль концентрации компонентов в газовой фазе находится из решения уравнения (7.2) с соответствующими граничными условиями.

Замена насадки в колонне К-7

На основе использования рассмотренной выше математической модели проведены расчеты и сделан анализ работы узла щелочной очистки пирогаза. Получено удовлетворительное согласование с данными действующего производства. Выполнено моделирование работы узла после реконструкции К-7 и К-8 с новыми насадочными элементами «Инжехим-2000» с целью увеличения производительности и эффективности процесса разделения.

Проведены расчеты работы узла щелочной очистки при расходах пирогаза от 18 до 36 т/ч с начальным содержанием CO_2 1500 ппм об.

Результаты расчета процесса очистки пирогаза при различных расходах водного раствора щелочи представлены на графике (рис. 7.6).

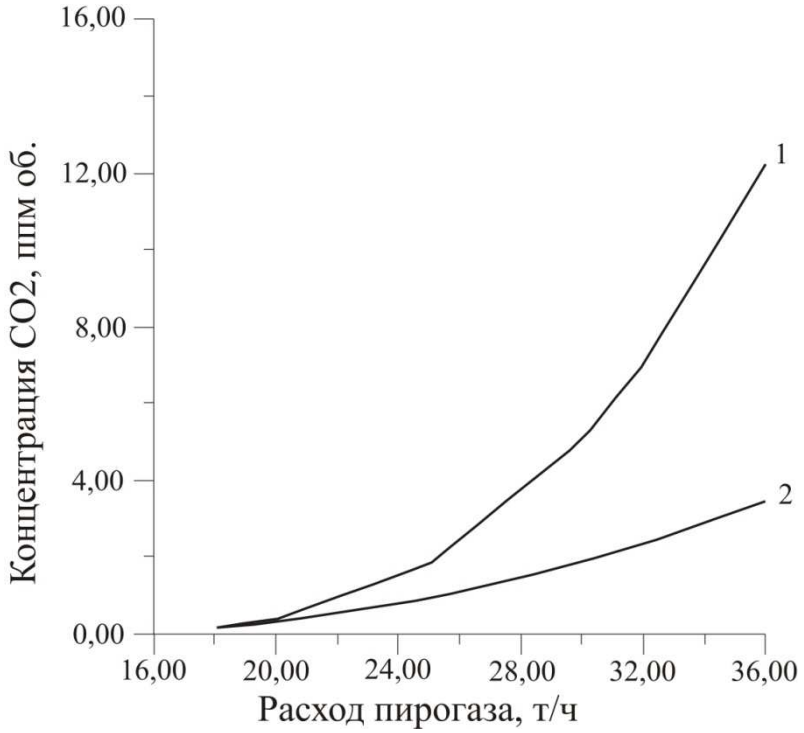


Рис. 7.6. Зависимость конечной концентрации CO_2 от расхода пирогаза: 1 – при расходе раствора щелочи 20 т/ч; 2 – 25 т/ч

Рассмотрены два варианта реконструкции узла щелочной очистки пирогаза (колонн К-7 и К-8) с новыми насадочными элементами [2, 9, 10].

В первом варианте и щелочную очистку и водную отмывку пирогаза предложено проводить в колонне К-7, исключив из технологической схемы колонну К-8. Однако в этом случае предстоит выполнить значительную реконструкцию колонны К-7 (установку дополнительных

глухих тарелок, опорных решеток, оросительных устройств, патрубков и т.д.). Этот вариант требует значительных капитальных затрат.

Второй вариант не требует каких-либо конструктивных изменений колонн К-7 и К-8. В этом случае в колонне К-7 предложено заменить кольца Рашига на новую насадку и использовать ее для щелочной очистки пирогаза (как это предусмотрено и до реконструкции), а колонну К-8 оставить без изменений.

Модернизация проведена по варианту, согласно которому в колонне К-7 выполняется замена колец Рашига на новую насадку.

Для колонны К-7 изготовлено 22 $м^3$ неупорядоченной насадки «Инжехим-2000». Насадка изготавливается из металлического листа штамповкой.

Результаты промышленной эксплуатации показывают, что концентрация CO_2 в пирогазе на выходе из установки щелочной очистки (колонны К-7 и К-8) менее 10 ппм об. при нагрузке узла газоразделения около 32 т/ч.

Нагрузка в 36 т/ч ожидается после реконструкции пиролизных печей и компрессоров. В этом случае необходимо повышение расхода водно-щелочного раствора с 20 до 25 т/ч.

После проведенной реконструкции центральной лабораторией ОАО «Казаньоргсинтез» в период с 31.05.2000 по 14.06.2000 г. проведено обследование работы колонн К-7 и К-8, целью которого ставилось рассмотрение возможности уменьшения расхода щелочи, подаваемой на орошение насадки. Результаты обследования показывают, что эксплуатация колонны К-7 с новой насадкой позволяет снизить расходный коэффициент щелочи на тонну этилена с 10,7 до 5 кг. При этом содержание CO_2 в товарном этилене не превышает заданного значения (10 ппм об.). В то же время гидравлическое сопротивление К-7 с новой насадкой снизилось до 0,1–0,2 $кгс/см^2$, с кольцами Рашига эта величина составляла 0,4–0,5 $кгс/см^2$.

7.3. Модернизация колонны деметанизации

Ниже рассмотрена работа деметанизатора С-107 на установке газоразделения ЭП-60(2) на ОАО «Казаньоргсинтез» [19].

Деметанизатор С-107 предназначен для выделения из пирогаза метановодородной фракции (МВФ). Колонна С-107 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные параметры: диаметр

колонны – 914/1524; количество тарелок – 30; номер тарелки питания (считается с низа колонны) – 22.

В колонне установлены продольно-секционированные тарелки МИХМ с направленным вводом газа в жидкость.

Режим работы колонны (по регламенту):

Давление	32–37 кгс/см^2
Температура верха колонны	(–70)–(–100)°С
куба колонны	(–10)–(–30)°С

Колонна С-107 снабжена выносным кипятильником Н-125 и дефлегматором Н-126 и Н-127, работающими последовательно.

По данным действующего производства содержание этилена в МВФ достигает 4,6 % масс, что ведет к потерям этилена.

Целью модернизации С-107 является снижение потерь этилена и повышение производительности.

В колонне С-107 совмещен процесс ректификации и абсорбции. В качестве абсорбента используется пропан-пропиленовая фракция куба С-108. В кубовом продукте С-107 содержание метана незначительно и не превышает 1 %. Расчеты деметанизатора выполнялись на основе использования математической модели (гл. 1). Результаты гидравлического расчета показывают, что верхняя часть колонны С-107 диаметром 914 мм имеет номинальную нагрузку по паровой фазе (фактор пара достигает 0,88), в нижней секции диаметром 1524 мм фактор пара не превышает 0,3. Переливы верхней секции имеют запас по пропускной способности жидкой фазы в пределах 30÷40 % от проектной нагрузки. Переливы нижней секции имеют незначительный запас по пропускной способности жидкой фазы. Эффективность тарелок верхней и нижней секций 0,25.

Расчет С-107 при увеличенной на 10 % нагрузке по пирогазу показывает, что унос жидкости с тарелок верхней секции колонны возрос до 8 %. Переливные устройства верхней секции справляются с возросшей нагрузкой жидкой фазы. Переливные устройства нижней секции работают на пределе. Эффективность тарелок верхней секции снижается до 0,248, а нижней секции возрастает до 0,253.

Расчет С-107 при увеличенной на 20 % нагрузке по пирогазу показывает, что унос жидкой фазы с тарелок верхней секции колонны возрастает до 13,6 %. Переливные устройства верхней секции справляются с возросшей нагрузкой жидкой фазы, а переливные устройства нижней секции не справляются. Эффективность тарелок верхней секции снижается до 0,227.

Дальнейшее увеличение нагрузки по пирогазу С-107 лимитирует часть колонны ∅914 мм по паровой фазе, а в нижней части колонны ∅1524 мм с возросшей нагрузкой по жидкости не справляются переливные устройства.

При увеличении нагрузки по пирогазу на 30 % кипятильник колонны Н-125 справляется с тепловой нагрузкой в 1991610 ккал/ч.

Дефлегматор Н-126 и метановый холодильник Н-127 работают на пределе при нагрузке до 20 % от проектной.

Рассмотрено влияние температуры пирогаза в С-107; температуры и расхода инжекции куба С-108 из Н-131 в С-107; температуры орошения в С-107 на содержании этилена в метано-водородной фракции и метана в кубовом продукте С-107. Расход пирогаза составлял 24854 кг/ч.

Снижение температуры пирогаза на входе в С-107 с –51 ^{o}С до –71 ^{o}С приводит к уменьшению содержания этилена в метано-водородной фракции с 4,07 до 3,6 % масс.; содержание метана в кубовом продукте С-107 уменьшается с 0,12 до 0,0315 % масс. Изменение температуры пирогаза в С-107 с –51 ^{o}С до –71 ^{o}С приводит к увеличению тепловой нагрузки на кипятильник Н-125 с 1340040 до 1807897 ккал/ч. Поэтому температура у пирогаза на входе в С-107 необходимо поддерживать на уровне от –60 до –63 ^{o}С.

Рассмотрено влияние температуры инжекции куба С-108 из Н-131 на содержание этилена в метано-водородной фракции и метана в кубовом продукте С-107. Снижение температуры инжекции из Н-131 с –70 до –90 ^{o}С приводит к снижению содержания этилена в метано-водородной фракции с 4,45 до 3,73 % масс.; содержание метана в кубе повышается с 0,0127 до 0,0672 % масс.

Снижение расхода инжекции с 6530 до 1030 кг/ч приводит к повышению содержания этилена в МВФ с 3,73 до 8,65 %масс.; содержание метана в кубовом продукте С-107 снижается с 0,0672 до 0,0056 % масс.

Снижение температуры орошения С-107 с –82 ^{o}С до –92 ^{o}С приводит к уменьшению содержания этилена с 6,88 до 3,1 % масс.

Рассмотрено влияние номера тарелки питания на процесс разделения С-107. Результаты расчета показывают, что оптимальной для ввода питания в С-107 является 22-я тарелка. Снижение зоны ввода питания приводит к повышению содержания этилена в МВФ и метана в кубовом продукте С-107.

Рассмотренные изменения технологического режима процесса разделения в действующей колонне С-107 не позволяют достичь значительного снижения потерь этилена с МВФ. Необходима

реконструкция деметанизатора С-107. На основе выполненных расчетов предлагаются следующие технические решения по реконструкции. В верхней секции колонны С-107 диаметром 914 мм тарелки демонтируются и заменяются неупорядоченной насадкой «Инжехим-2000». Насадка неупорядоченная, мелкая (35×35), изготавливается путем штамповки из нержавеющего тонкого листа. Высота слоя 3,5 м. Двухпоточные тарелки нижней секции колонны С-107 с 1 по 22 (считая с низа колонны) снабжаются десятью (5 устройств на каждый поток) дополнительными переливными устройствами, с организацией второй зоны контакта фаз. Дополнительно повышена эффективность теплообменника Н-126 за счет установки аппарата очистки от масляных аэрозолей в этиленовом холодильном цикле [8]. Реализация данных изменений конструкции колонны и установка аппарата очистки от масляных аэрозолей в этиленовом холодильном цикле позволят увеличить разделительную способность и снизить потери этилена с МВФ. Потери этилена с метано-водородной фракцией снижаются до 2,24 % масс., т.е. почти в 2 раза. Колонна С-107 при нагрузке на ЭП-60 (2) в 73880 т/год этилена, т.е. при повышении производительности на 20 %,после модернизации обеспечивает качество разделения [19].

7.4. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы узла деметанизации в производстве этилена

Рассмотрена теплотехнологическая схема узла деметанизации установки газоразделения Э-100 на ОАО «Казаньоргсинтез», и по данным промышленной эксплуатации указаны существующие проблемы:

- нерациональное использование тепловых потоков при охлаждении потока на входе в колонну К-11;
- потери этилена с МВФ (с дистиллятом) до 3–5 %, масс;
- загрязнение поверхности теплообменных труб дефлегматоров масляной фазой, попадающей с этиленом-хладоагентом после узла компримирования.

Узел деметанизации включает в себя низкотемпературное разделение пирогаза. В отделение низкотемпературного разделения осушенный пирогаз подается из узла осушки, последовательно проходит холодильники Т-21, Т-22 А/Б, Т-23, Т-25, в которых охлаждается до температуры минус (64–65) °С. На каждом холодильнике происходит частичная конденсация углеводородов. Затем жидкая смесь поступает на тарелку питания ректификационной колонны К-11. Таким образом, жидкая

фаза в каждом холодильнике переохлаждается, и тем самым увеличивается нагрузка на последующий холодильник, а также в колонну поступает неразделенная газожидкостная смесь [9, 11, 12, 14].

Рассмотрена возможность энергосбережения при работе холодильников на участке низкотемпературного разделения пирогаза путем включения после каждого холодильника сепаратора жидкой фазы С-1, С-2, С-3 (рис. 7.7). В результате отсепарированная жидкая фаза в зависимости от ее температуры будет подаваться на соответствующие тарелки по высоте колонны. Таким образом, упадет нагрузка на холодильники и создастся более благоприятный температурный профиль в ректификационной колонне [11, 12, 14].

Проведены расчеты тепловых потоков рассматриваемых теплообменников. По результатам расчетов экономия тепла составит 1830 МДж/ч за счет отвода из сепараторов отсепарированной жидкой фазы.

Кроме энергосбережения обеспечится снижение потерь этилена вверху колонны с метано-водородной фракцией. Увеличится время бесперебойной работы оборудования, снизятся газовые выбросы на факел за счет стабильной работы установки.

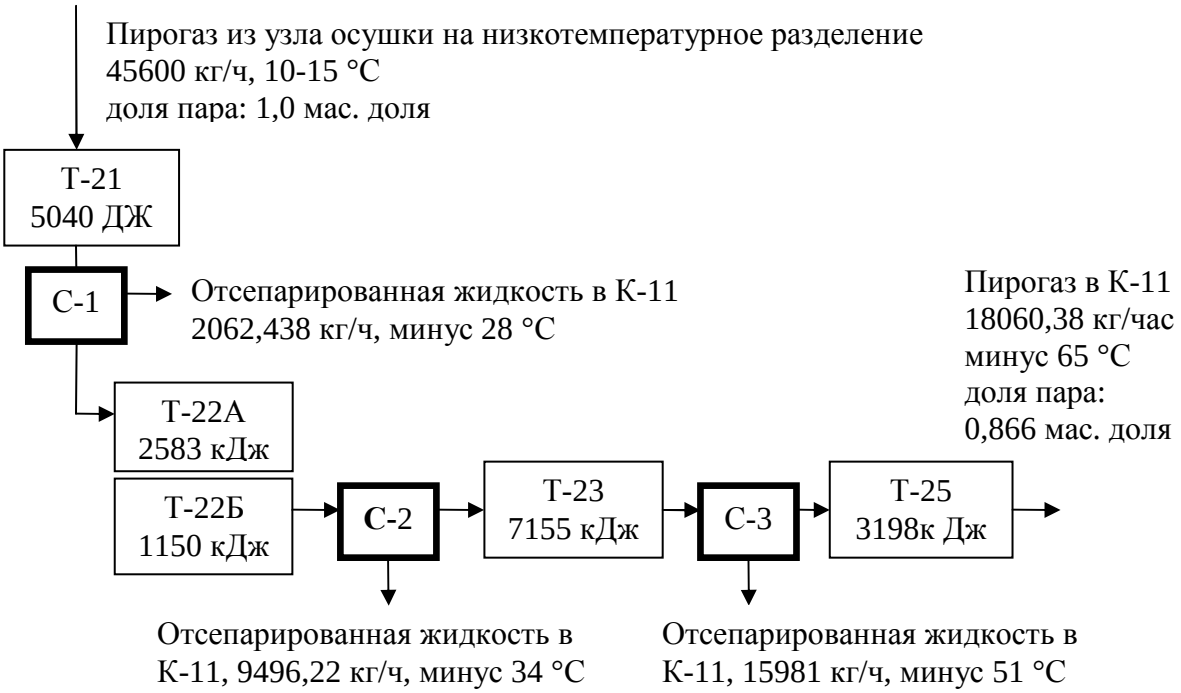


Рис. 7.7. Модернизация теплотехнологической схемы с установкой сепараторов

В теплообменниках-дефлегматорах колонны К-11 хладоагентом служит этилен холодильного цикла. Так как работа компрессорного оборудования сопровождается частичным уносом масляной фазы с газовым потоком, сделан вывод о необходимости установки сепаратора-маслоуловителя для очистки этилена-хладоагента от масла в холодильном цикле после узла компримирования (рис. 7.8) [4, 6, 8]. Это обеспечит более эффективную работу дефлегматоров колонны-деметанизатора (Т-32, Т-23 и Т-25) за счет очистки теплообменной поверхности от загрязнений.

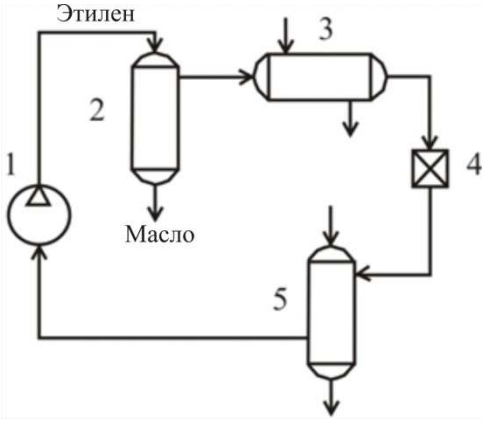


Рис. 7.8. Схема установки сепаратора-маслоуловителя в холодильном цикле:
1 – компрессор;
2 – сепаратор-маслоуловитель;
3 – теплообменник-охладитель;
4 – дросселирующее устройство;
5 – теплообменники-дефлегматоры колонны К-11.

Выполненные расчеты являются основой для эксергетического анализа. Порядок проведения эксергетического анализа теплоэнергетической эффективности теплотехнологических процессов включает в себя ряд этапов (см. разд. 6.2).

Результаты проведенного термодинамического анализа представлены в виде потоковых эксергетических диаграмм и табл. 7.5.

Таблица 7.5. Сравнительный анализ существующей и предлагаемой систем

Вид схемы	Эксергия		
	$E_{\text{перед}}$, кВт	$E_{\text{полезн}}$, кВт	η_e
Существующий	–40110,1	–20576,9	0,513
Предлагаемый	–32534,6	–19349	0,60

Как видно из таблицы, эксергетический КПД предлагаемой модифицированной схемы на 9 % выше, чем у существующей схемы.

Одновременно достигается почти 20 %-е снижение требуемого подвода эксергии от внешних источников и соответствующее снижение затрат энергоресурсов [4, 6, 8, 11–14].

7.5. Выделение бензолосодержащей фракций из жидких продуктов пиролиза

Наряду с этиленом, пропиленом и некоторыми другими веществами бензол (C_6H_6) является одним из основных в сырьевой базе нефтехимической промышленности.

Бензол был впервые получен и идентифицирован Майклом Фарадеем в 1825 г. В 19 веке коммерческая ценность бензола была ограниченной. Он применялся в первую очередь как растворитель. Затем он стал применяться как компонент автомобильного топлива, а в начале Второй мировой войны – в производстве взрывчатых веществ. В настоящее время как крупнейшим производителем, так и потребителем бензола является нефтехимическая промышленность. Он участвует в процессах получения стирола, кумола, циклогексана, нитробензола, анилина и других продуктов.

На заводе «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез» решалась задача получения бензола из жидких продуктов пиролиза (ЖПП). Для этого предполагается использовать имеющееся на заводе оборудование, которое в настоящее время не используется в производственном процессе. В данном разделе рассматриваются возможности удаления легких и тяжелых фракций из ЖПП с целью дальнейшей ректификации и получения бензола [18].

По предлагаемой технологической схеме (рис. 7.9) ЖПП из куба колонны К-160II без предварительного охлаждения направляется на 34-ю тарелку колонны № 150а по существующему штуцеру. Разрезная колонна № 150/150А оборудована термосифонным кипятильником № 154а, конденсатором № 151 и насосом № 182 для подачи жидкой фазы из колонны № 150 в колонну № 150а.

Режим работы разрезной колонны №150/150а:

Давление в кубе колонны (избыточное) – не более 2 кгс/см^2

Температура в кубе колонны – не более 1100 °С

Флегмовое число 2,5 – 3,5

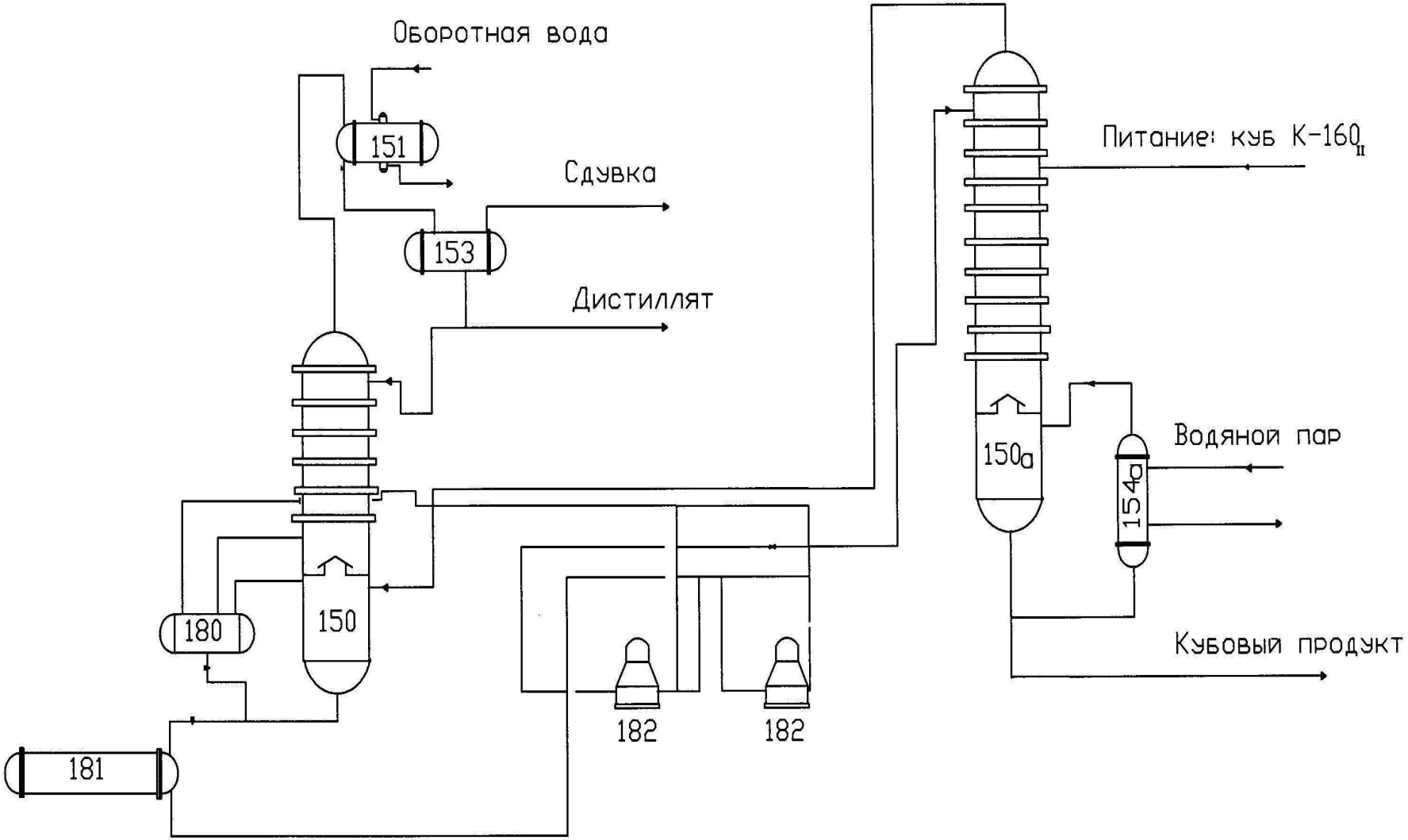


Рис. 7.9. Технологическая схема разделения ЖПП

Тепло, необходимое для процесса ректификации, подводится в кипятильник № 154а, обогреваемый паром давлением 4 кг/см^2 (абсолютное). По аналитической интерпретации графической зависимости Эдмистера осуществлен перевод состава стандартной разгонки по ГОСТ 2177-82 в кривую ИТК (истинных температур кипения) по ГОСТ 11011-64. По полученной ИТК проведена идентификация компонентов исходной смеси (кубового продукта К-160II), состав которой представлен в табл. 7.6.

Таблица 7.6. Состав кубового продукта К-160II

Компонент	Расход, кг / час	Масс. доли
1	2	3
Фракция_более20	219,2	0,04384
фракция_190-200	50,14999	0,01003
фракция_180-190	50,14999	0,01003
фракция_170-180	55	0,011
фракция_150-170	49,99999	0,01
Стирол	149	0,0298
О-ксилол	14,5	0,0029
П-ксилол	41,5	0,0083
Этилбензол	29,5	0,0059
н-октан	2,9	0,00058
Толуол	395	0,079
Метилциклогексан	5,05	0,00101
н-гептан	15,05	0,00301
Бензол	1902,5	0,3805
метилцикопентан	99,99998	0,02
н-гексан	300	0,06
3-метилпентан	200	0,04
2-метилпентан	200	0,04
2,3-диметилбутан	99,99998	0,02
циклопентан	99,99998	0,02
циклопентен	99,99998	0,02
изопрен	250	0,05
н-пентан	250	0,05
Изо-пентан	200	0,04

Окончание табл. 7.6

1	2	3
цис-бета-бутилен	125	0,025
н-бутан	64,99999	0,013
1,3-бутадиен	30,5	0,0061
Сумма	5000	1
Плотность при 20˚С, кг/м^3	825,209	825,209

Результаты технологического и гидравлического расчета и материальный баланс колонны №150/150А для нагрузки по исходному сырью 5000 кг/ч представлены в табл. 7.7, 7.8.

Таблица 7.7. Нагрузка по сырью 5000 кг/ч

Покомпонентные потоки колонны, кг/ч				
компонент	питание колонны	дистиллят	кубовый остаток	отдувка из флегм. емкости
1	2	3	4	5
фракция более 20	219,2	5,279697E-20	219,2	4,936836E-25
фракция 190–200	50,14999	5,20369E-17	50,15	1,79625E-21
фракция 180–190	50,14999	6,214021E-15	50,15	4,289264E-19
фракция 170–180	55	6,796571E-14	55,00002	6,605371E-18
фракция 150–170	49,99999	4,407662E-11	50	1,117882E-14
стирол	149	2,345864E-09	149	8,788781E-13
о_ксилол	14,5	3,212873E-10	14,5	1,278134E-13
п-ксилол	41,5	5,739353E-09	41,49999	2,973671E-12
этилбензол	29,5	7,419399E-09	29,5	4,165022E-12
н_октан	2,9	1,184941E-08	2,899999	9,678737E-12
толуол	395	1,4691E-04	394,9998	2,328912E-07
метилциклогексан	5,05	3,753708E-05	5,049962	9,352719E-08
н-гептан	15,05	1,561455E-04	15,04984	3,914371E-07
бензол	1902,5	2,948154	1899,537	1,479792E-02
метилциклопентан	99,99998	1,50763	98,48173	0,0106378
н_гексан	300	9,885147	290,038	7,677019E-02
3-метилпентан	200	24,70757	175,0554	0,2369677
2-метилпентан	200	46,90495	152,5953	0,4996852
2,3-диметилбутан	99,99998	23,45249	76,29768	0,2498426
циклопентан	99,99998	84,58972	14,084	1,326248

Окончание табл. 7.7

1	2	3	4	5
циклопентен	99,99998	94,78413	3,447565	1,768319
изопрен	250	243,1308	0,4207101	6,448494
н-пентан	250	243,1693	0,8040361	6,026775
изопентан	200	193,6088	7,209273E-02	6,319172
цис-бета-бутилен	125	116,4113	1,688055E-05	8,588708
н-бутан	64,99999	60,02594	4,060401E-06	4,974038
1,3-бутадиен	30,5	27,83948	4,046694E-07	2,660515
сумма, кг/ч	5000	1172,966	3787,833	39,20097
температ. град. С	100	35	101,4611	35
плотность, кг/м^3	731,8687	670,4375	793,0087	3,646939

По результатам технологических расчетов подобран режим работы разрезной колонны №150/150А, позволяющий получить требуемое качество бензолосодержащей фракции [18].

Режим работы разрезной колонны №150/150А

Профиль температуры, °С
Емкость №-153 35
Верх колонны № 150 45–46
Тарелка ввода питания 80,1
Куб колонны № 150а 100–102

Профиль давления, кгс/см^2 (абс)
Емкость №-153 1,3–1,32
Верх колонны № 150 1,4
Тарелка ввода питания 1,51–1,54
Куб колонны № 150а 1,66–1,74

Кипятильник колонны № 154а
Полезная тепловая нагрузка, млн. ккал/ч 0,262–0,3896

Орошение в колонну № 150
Расход масс, кг/ч 2522,7–3636,5
Плотность кг/м^3 670,4–671,3
Температура, °С 35

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы тарелок разрезной колонны № 150/150А. Скорость пара в колонне не превышает 0,71 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 0,67–1,387 при нагрузке по питанию 3000–5000 кг/ч. Перепад давления на орошаемых тарелках не превышает 568,4 Па. Унос с тарелок не превышает 4,64 %, т.е. тарелки работают в устойчивом режиме. Переливные устройства тарелок разрезной колонны № 150/150А при нагрузке 5000 кг/ч имеют запас по пропускной способности жидкой фазы. По результатам гидравлического расчета существующие штуцера колонн № 150/150а справляются с нагрузкой по питанию 5000 кг/ч для предложенного технологического режима.

Согласно расчетам [18], концентрация бензола в дистилляте достигает 29,06 % масс. При этом концентрация гексана и его изомеров в кубовом продукте более 3,5 % масс. После пуска разрезной колонны № 150/150А кубовый продукт (табл. 7.9) этой колонны будет направляться в колонну К-1 (рис. 7.10).

Проектом предусмотрен дополнительный подогрев питания в Т-13 и подача паровой части питания из емкости Е-6 в дефлегматор Т-1 минуя колонну К-1. Жидкая часть питания при данной схеме работы К-1 из Е-6 направляется на тарелки питания К-1.

Таблица 7.8. Нагрузка по сырью 5000 кг/ч

Состав потоков колонны, масс. доли				
Компонент	Пита-ние колон-ны	Дистиллят	Кубовый остаток	Отдувка из флегм. емкости
1	2	3	4	5
фракция более 20	0,04384	4,501152E-23	5,786949E-02	1,259366E-26
фракция 190–200	0,01003	4,436353E-20	1,323976E-02	4,582158E-23
фракция 180–190	0,01003	5,297701E-18	1,323976E-02	1,094173E-20
фракция 170–180	0,011	5,794347E-17	1,452018E-02	1,685002E-19
фракция 150–170	0,01	3,757708E-14	1,320016E-02	2,851669E-16
стирол	0,0298	1,999943-E12	3,933647E-02	2,24198E-14
о_ксилол	0,0029	2,739102E-13	3,828046E-03	3,260466E-15
п-ксилол	0,0083	4,893027E-12	1,095613E-02	7,585707E-14
этилбензол	0,0059	6,325333E-12	7,788094E-03	1,062479E-13
н_октан	0,00058	1,010209E-11	7,656091E-04	2,469004E-13
толуол	0,079	1,252466E-07	0,1042812	5,940955E-09

Окончание табл. 7.8

1	2	3	4	5
метилциклогексан	0,00101	3,200186E-08	1,333206E-03	2,385838E-09
н-гептан	0,00301	1,331203E-07	3,973206E-03	9,985393E-09
бензол	0,3805	2,513419E-03	0,5014838	3,774886E-04
метилциклопентан	0,02	1,285315E-03	2,599949E-02	2,713658E-04
н_гексан	0,06	8,427482E-03	7,657096E-02	1,958375E-03
3-метилпентан	0,04	2,106419E-02	4,621519E-02	6,044945E-03
2-метилпентан	0,04	3,998834E-02	4,028565E-02	1,274675E-02
2,3-диметилбутан	0,02	1,999418E-02	2,014283E-02	6,373378E-03
циклопентан	0,02	7,211611E-02	3,718222E-03	3,383201E-02
циклопентен	0,02	8,080725E-02	9,101681E-04	4,510907E-02
изопрен	0,05	0,2072787	1,110688E-04	0,1644983
н-пентан	0,05	0,2073115	2,122681E-04	0,1537404
изопентан	0,04	0,1650592	1,903271E-05	0,1611994
цис-бета-бутилен	0,025	9,924528E-02	4,456519E-09	0,2190943
н-бутан	0,013	5,117451E-02	1,071959E-09	0,1268856
1,3-бутадиен	0,0061	2,373427E-02	1,06834E-10	6,786861E-02
сумма	1	1	0,9999999	1

По существующей технологической схеме легкая пиролизная смола поступает в Е-6 без предварительного подогрева в теплообменнике Т-13 и самотеком из Е-6 направляется на тарелку питания колонны К-1.

Колонна К-1 оборудована двумя термосифонными кипятильниками Т-2, конденсатором Т-1, охлаждаемым оборотной водой, и пропиленовым холодильником Т-1а.

Тепло, необходимое для процесса ректификации, подводится в кипятильник Т-2, обогреваемый водяным паром.

Пары, выходящие из верхней части колонны К-1, поступают в конденсатор Т-1, Т-1а, где конденсируются и охлаждаются.

Дистиллят и пары из конденсаторов Т-1, Т-1а поступают в сборник Е-1.

Часть жидкой фазы из емкости Е-1 насосом Н-2 возвращается в виде флегмы в колонну К-1. Несконденсированные пары из емкости Е-1 отсасываются пароэжекторным насосом Э-1.

Отбор кубовой жидкости колонны К-1 ведется по уровню в колонне через регулятор уровня, клапан которого установлен на линии нагнетания насоса Н-1.

Колонна К-1 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные параметры:

Диаметр колонны	1000 мм
Количество тарелок	38
Номер тарелки питания (считая с низа колонны)	15, 17, 19

В колонне установлены однопоточные колпачковые тарелки, имеющие следующие конструктивные параметры:

Диаметр	1000 мм
Расстояние между тарелками	350 мм
Количество потоков	1

По результатам технологических расчетов получен режим работы колонны К-1, позволяющий получить требуемое качество верхнего продукта (бензолосодержащей фракции) для дальнейшего выделения товарного бензола.

Режим работы колонны К-1
(тарельчатый вариант колонны):

Профиль температуры, °С:	
Емкость Е-1	20
Верх колонны К-1	57–65
Тарелка ввода питания	89–96
Куб колонны К-1	157–159
Профиль давления, кгс/см^2 (абс.):	
Емкость Е-1	0,47
Верх колонны К-1	0,499
Куб колонны К-1	0,832–0,88
Кипятильник колонны Т-2:	
Полезная тепловая нагрузка, млн ккал/ч	625797,1–711974,9
Орошение в колонну К-1:	
Расход масс, кг/ч	3519–3883
Расход масс, м^3/ч	4,2–4,92
Температура, °С	20

Таблица 7.9. Состав кубового продукта К-150а

Компонент	Расход, кг / ч	Масс. доли
Фракция_более200	219,2	5,786949E-02
Фракция_190-200	50,15	1,323976E-02
Фракция_180-190	50.15	1,323976E-02
Фракция_170-180	55,00002	1,452018E-02
Фракция_150-170	50	1,320016E-02
Стирол	149	3,933647E-02
О-ксилол	14,5	3,828046E-03
П-ксилол	41,49999	1,095613E-02
Этилбензол	29,5	7,788094E-03
н-октан	2,899999	7,656091E-04
Толуол	394,9998	0,1042812
Метилциклогексан	5,049962	1,333206E-03
н-гептан	15,04984	3,973206E-03
Бензол	1899,537	0,5014838
Метилцикопентан	98,48173	2,599949E-02
н-гексан	290,038	7,657096E-02
3-метилпентан	175,0554	4,621519E-02
2-метилпентан	152,5953	4,028565E-02
2,3-диметилбута	76,29768	2,014283E-02
Циклопентан	14,084	3,718222E-03
Циклопентен	3,447565	9,101681E-04
Изопрен	0,4207101	1,110688E-04
н-пентан	0,8040361	2,122681E-04
Изо-пентан	7,209273E-02	1,903271E-05
цис-бета-бутиле	1,688055E-05	4,456519E-09
н-бутан	4,060401E-06	1,071959E-09
1,3-бутадиен	4,046694E-07	1,06834E-10
Сумма	3787,833	1

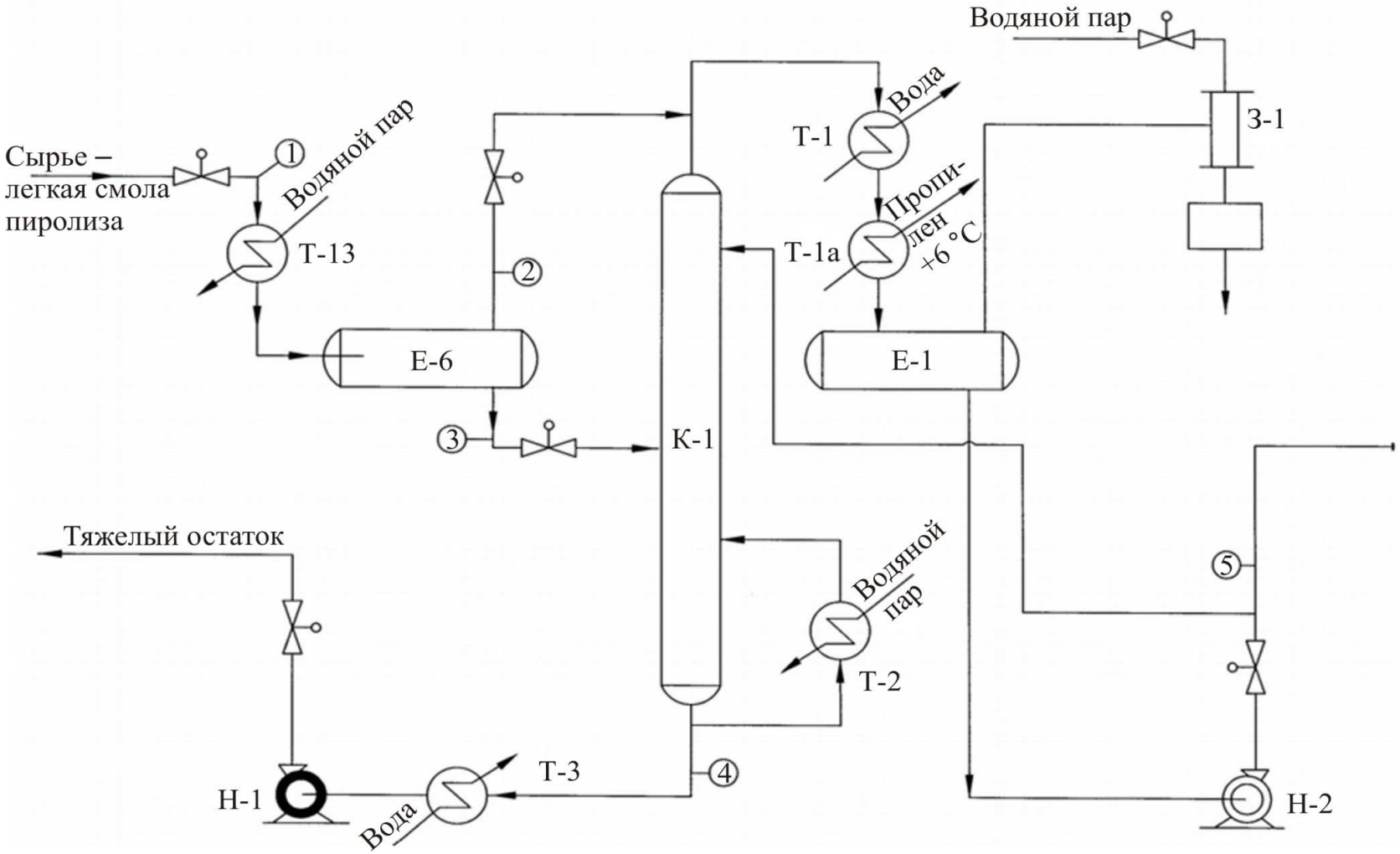


Рис.7.10. Технологическая схема разделения ЖПП: 1 – линия подачи кубового продукта с колонны № 150/150А; 2 – линия подачи паровой части питания в Т-1; 3 – линия подачи жидкой части питания из Е-6 на тарелки К-1; 4 – линия отвода кубовой жидкости с К-1; 5 – линия отвода товарного подукта

Режим работы колонны К-1 (насадочный вариант колонны):	
Профиль температуры, °С:	
Емкость Е-1	20
Верх колонны К-1	58
Тарелка ввода питания	105
Куб колонны К-1	145
Профиль давления, кгс/см^2 (абс):	
Емкость Е-1	0.47
Верх колонны К-1	0.499
Куб колонны К-1	0.584
Кипятильник колонны Т-2:	
Полезная тепловая нагрузка, млн ккал/ч	672384.7
Орошение в колонну К-1:	
Расход масс, кг/ч	6010.7
Расход масс, м^3/ч	7.53
Температура, °С	20

Для увеличения нагрузки по питанию К-1 более 4,5 м^3/ч и снижения перепада давления в вакуумной колонне К-1 предлагается провести ее модернизацию. Модернизация включает замену колпачковых тарелок в верхней части колонны К-1 на регулярную насадку ИВЦ «Инжехим» (общая высота слоя насадки 10 м), увеличение диаметра штуцера выхода пара из К-1 до 250 мм. Штуцер ввода питания увеличивается до 150 мм и существующий распределитель жидкого питания заменяется на парожидкостный распределитель. Подогрев питания в Т-13 и подача парожидкостной смеси в К-1 минуя Е-6 позволит снизить нагрузку на кипятильник Т-2 и уменьшить нагрузку по парам нижней части колонны.

Результаты расчета даны в табл. 7.10.

Тарельчато-насадочный вариант колонны К-1 характеризуется повышенной разделительной способностью и меньшим гидравлическим сопротивлением.

Для получения товарного бензола из выделенной бензосодержащей фракции после К-1 предполагается дальнейшее использование имеющихся на заводе колонн путем их модернизации.

Таблица 7.10. Результаты расчета

Покомпонентные потоки колонны, кг/час				
компонент	питание колонны	дистиллят	кубовый остаток	отдувка из флегм. емкости
тяжелые углеводы	850,08	1,416279E-03	850,0778	2,981586E-08
метилстирол	473,76	0,1234026	473,6359	8,96864E-06
ксилол	252	34,75101	217,2395	9,352689E-03
этилбензол	106,96	59,53278	47,40429	0,228883
н-октан	39,76	37,17003	2,569024	2,095096E-02
октен	26,32	25,66201	0,6401018	1,789444E-02
толуол	469,8399	468,0487	1,262412	0,5289794
н-гептан	0,00056	5,588254E-04	1,626592E-07	1,012246E-06
гептен	61,04	60,89716	7,878653E-03	0,1349877
бензол	2260,16	2251,758	3,068959E-02	8,372214
н-гексан	104,16	103,5528	2,494347E-04	0,6069329
н-гексен	282,24	280,2278	3,08513E-04	2,012002
пентен	375,76	366,8929	2,784128E-06	8,867311
н-пентан	106,96	104,9138	1,837435E-06	2,046286
н-бутан	36,96	34,60688	3,649335E-09	2,353123
бутен	154	144,5301	1,525795E-08	9,469967
сумма кг/ч	5600	3972,669	1592	34,4629
температ. град С	75	20	145,3441	20
расход, м3/ч	7,057403	4,977432	1,7478	26,01079
расх. стнд., м3/ч	6,76828	4,977432	1,68466	

Литература к седьмой главе

1. **Фарахов М.И.** Энерго- и ресурсосбережение при проведении процессов разделения и очистки веществ / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Тр. Академэнерго КНЦ РАН. – 2008. – №1. – С. 60-72.

2. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности узла щелочной очистки пирогаза в производстве этилена / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, В.А. Данилов и др.// Химическая промышленность. – 2001. – №10. – С. 24-33.

3. **Лаптев А.Г.** Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения / А.Г. Лаптев, В.Н. Кудряшов, М.И. Фарахов и др. // 40-летие ОАО «Казаньоргсинтез»: сб. тр. юбилейной науч.-прак. конф. – Казань: Казаньоргсинтез, 2003. – С. 272-304.

1. **Лаптев А.Г.** Проектирование аппарата для очистки газов от аэрозолей / А.Г. Лаптев, Р.Ф. Миндубаев, Е.В. Гусева // Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении: Тез. докл. на Всерос. шк.-семинаре под рук. академика РАН В.Е. Алемасова. – Казань: КГТУ, 2002. – С. 71-72.

2. **Фарахов М.И.** Энергосберегающие модернизации установок на предприятиях нефтегазохимического комплекса / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н. Г. Минеев // Химическая техника. – 2008. – № 12. – С. 3-7.

3. **Миндубаев Р.Ф.** Аппарат для очистки газовых потоков от аэрозолей (туманов) / Р.Ф. Миндубаев, М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев // Тепломассообменные аппараты в химической технологии: Межвуз. тематич. Сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2001. – С.173-177.

4. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности охлаждения пирогаза в закалочных колоннах / А.Г. Лаптев, Э.Р. Зверева, А.Р. Назипов // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. сб. науч. тр. – Казань, 2004. С. 135-137.

5. **Миндубаев Р.Ф.** Повышение энергетической эффективности тепломассообменной установки разделения пирогаза за счет очистки газов-теплоносителей от аэрозольных частиц: Автореф. дис. … канд. техн. наук / Р.Ф. Миндубаев. – Казань: КГЭУ, 2003.

6. **Фарахов М.И.** Энергоресурсосберегающие модернизации установок разделения и очистки газов и жидкостей на предприятиях нефтегазохимического комплекса: Дис. … д-ра техн. наук / М.И. Фарахов. – Казань: КГТУ, 2009.

7. **Шигапов И.М.** Повышение эффективности насадочных колонн щелочной очистки пирогаза в производстве этилена: Дис. … канд. техн. наук / И.М. Шигапов. – Казань: КГТУ, 2000.

8. **Гусева Е.В.** Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы установки деметанизации в производстве этилена: Дис. … канд. техн. наук / Е.В. Гусева. – Казань: КГЭУ, 2005.

9. **Фарахов М.И.** Энергосбережение на установке деметанизации в производстве этилена / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Е.В. Гусева // Изв. Вузов. «Проблемы энергетики». – 2005. – № 9-10. – С.84-89.

10. **Миндубаев Р.Ф.** Очистка газовых потоков от аэрозолей в холодильных циклах / Р.Ф. Миндубаев // Изв. вузов «Проблемы энергетики». – 2002. – № 9-10. – С. 152-154.

11. **Лаптев А.Г.** Очистка газов от масляных туманов и повышение эффективности теплообменных аппаратов / А.Г. Лаптев, Е.В. Гусева, М.И.

Фарахов // Науч.-техн. и общественно-информ. журн. «Энергосбережение в РТ». – 2004. – № 1-2 (15-16). – С. 77-79.

12. **Лаптев А.Г.** Термодинамический анализ и модернизация узла охлаждения пирогаза на установке газоразделения в производстве этилена / А.Г. Лаптев, А.Р. Назипов // Известия вузов «Проблемы энегетики». – 2005. – № 7-8. – С. 92-95.

13. **Лаптев А.Г.** Снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья / А.Г. Лаптев, Х.Н. Ясавеев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Науч.-техн. и общественно-информ. журн. «Энергосбережение в РТ». – 2003. – №3-4. – С. 36-38.

14. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности узла охлаждения пирогаза в процессе производства этилена / А.Г. Лаптев, А.Р. Назипов, М.В. Саитбаталов // Тепломассобменные процессы и аппараты химической технологии: Сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2005. – С. 80-85.

15. **Лаптев А.Г.** Выделение бензолсодержащей фракции из жидких продуктов пиролиза / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, К.В. Марамыгин // Тепломассобменные процессы и аппараты химической технологии: Сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2005. – С. 110-119.

16. **Лаптев А.Г.** Модернизация установки деметанизации в производстве этилена / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Тепломассобменные процессы и аппараты химической технологии: Сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2003. – С. 101-104.

17. **Лаптев А.Г.** Энергосбережение при очистке и разделении веществ на предприятиях топливно-энегетического комплекса / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев // Ресурсоэффективность в Республике Татарстан. – 2009. – № 2. – С. 63-66.

18. **Марамыгин К.В.** Снижение энергозатрат при получении бензола / К.В. Марамыгин, А.Г. Лаптев, Э.Р. Зыверева // Труды V Междун. симпозиума «Ресурсоэффективность и энергосбережение». – Казань, 2004. – С. 515–520.

ГЛАВА 8

МОДЕРНИЗАЦИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ И АБСОРБЦИОННЫХ КОЛОНН

В данной главе рассмотрены научно-технические решения по модернизации действующих промышленных массообменных колонн на различных производствах.

8.1. Модернизация отпарной колонны углеводородного конденсата

Объектом исследования служит колонна К-57 завода «Этилен» ОАО «Казаньоргсинтез», предназначенная для отпарки углеводородов C_2, C_3 из углеводородного конденсата [1, 2].

Технологическая схема с колонной 57 представлена на рис. 8.1. Питание в колонну 57 поступает на 31-ю тарелку.

Тепло, необходимое для отпарки углеводородов C_2, C_3, подводится через кипятильник $58_{(1,2)}$, обогреваемый паровым конденсатом или водяным паром давлением 6 кгс/см^2. Пары углеводородов C_2, C_3 с верха колонны 57 поступают в дефлегматор 59, где охлаждаются оборотной водой, а затем в конденсатор 123, где конденсируются хладоагентом с температурой – 18 °С. В качестве хладоагента используется фракция C_3. Углеводородный конденсат из аппарата 123 поступает в емкость 125, из которой насосами 61 через клапан регулятора подается в качестве флегмы на верхнюю тарелку колонны К-57. Несконденсированные пары углеводородов из емкости 125 через клапан регулятора давления поступают в аппарат 30 на всасывание III ступени компрессора. Кубовая жидкость колонны 57 поступает в холодильник 62, где охлаждается оборотной водой, а затем в отстойник 95 для отделения углеводородов от воды.

Отстоявшаяся вода снизу аппарата 95 через клапан регулятора раздела фаз сливается в сборник, а углеводороды (УС) сверху поступают на дальнейшую переработку.

Режим работы колонны 57: давление в колонне 16 кгс/см^2, температура верха 35–45 °С, температура куба 100–110 °С. Колонна 57 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные параметры: диаметр колонны 1400 мм, количество тарелок 48. В колонне установлены колпачковые тарелки.

Состав и расход питания и продуктов разделения, соответствующий регламенту, представлен в табл. 8.1.

Продукты разделения К-57 должны удовлетворять следующим требованиям: содержание компонентов C_2, C_3 в кубовом продукте К-57 не выше 5 % мас.

Основной проблемой в работе колонны К-57 является образование из дивинила термополимера, который осаждается на стенках трубок кипятильника Т-58 и на тарелках ниже ввода питания.

Целью исследования колонны К-57 является нахождение технического решения, которое позволит снизить полимеризацию дивинила на контактных устройствах и повысить эффективность разделения углеводородного конденсата.

В качестве мер, позволяющих увеличить срок эксплуатации К-57 и Т-58 до чистки контактных устройств и теплообменной поверхности от термополимера, можно предложить применение ингибитора термополимеризации дивинила. Согласно работе [3], интенсивная термополимеризация дивинила происходит при температуре 60–65 °С, а при наличии компонентов C_5, C_6 – при температуре 40 °С. Поэтому снижение температуры процесса разделения в К-57 за счет уменьшения давления и использование в кипятильнике горячей воды не приведет к сокращению количества образующегося термополимера.

Результаты промышленной эксплуатации колонны показывают, что основное количество термополимера образуется на тарелках ниже тарелки питания. В нижней секции расположены 31 колпачковые тарелки. После капитального ремонта и чистки тарелок летом 2001 г. обрастание тарелок произошло в течение 3–4 месяцев эксплуатации. Известно, что колпачковые тарелки не предназначены для работы с загрязненными средами, поэтому необходима замена тарелок на контактные устройства другой конструкции.

Тип тарелки выбирают в основном в зависимости от величины и соотношения нагрузок по пару и жидкости, их физических свойств и требуемой четкости разделения. Кроме того, необходимо учитывать: диапазон изменения нагрузок по пару и жидкости; ограничения на допустимое гидравлическое сопротивление тарелки; склонность сырья к пенообразованию и образованию отложений, забивающих тарелку; термостойкость и агрессивность среды.

Расчеты колонны К-57 показали, что для эффективного разделения углеводородного конденсата наиболее подходит провальная тарелка, так как в ней отсутствуют сливные карманы, которые забиваются термополимером.

Провальные тарелки могут изготавливаться из перфорированного листа, а также из просечно-вытяжного листа. Такая конструкция тарелок предназначена для работы с загрязненными средами. Тарелки просты в изготовлении, монтаже и очистке во время плановых капитальных ремонтов установки.

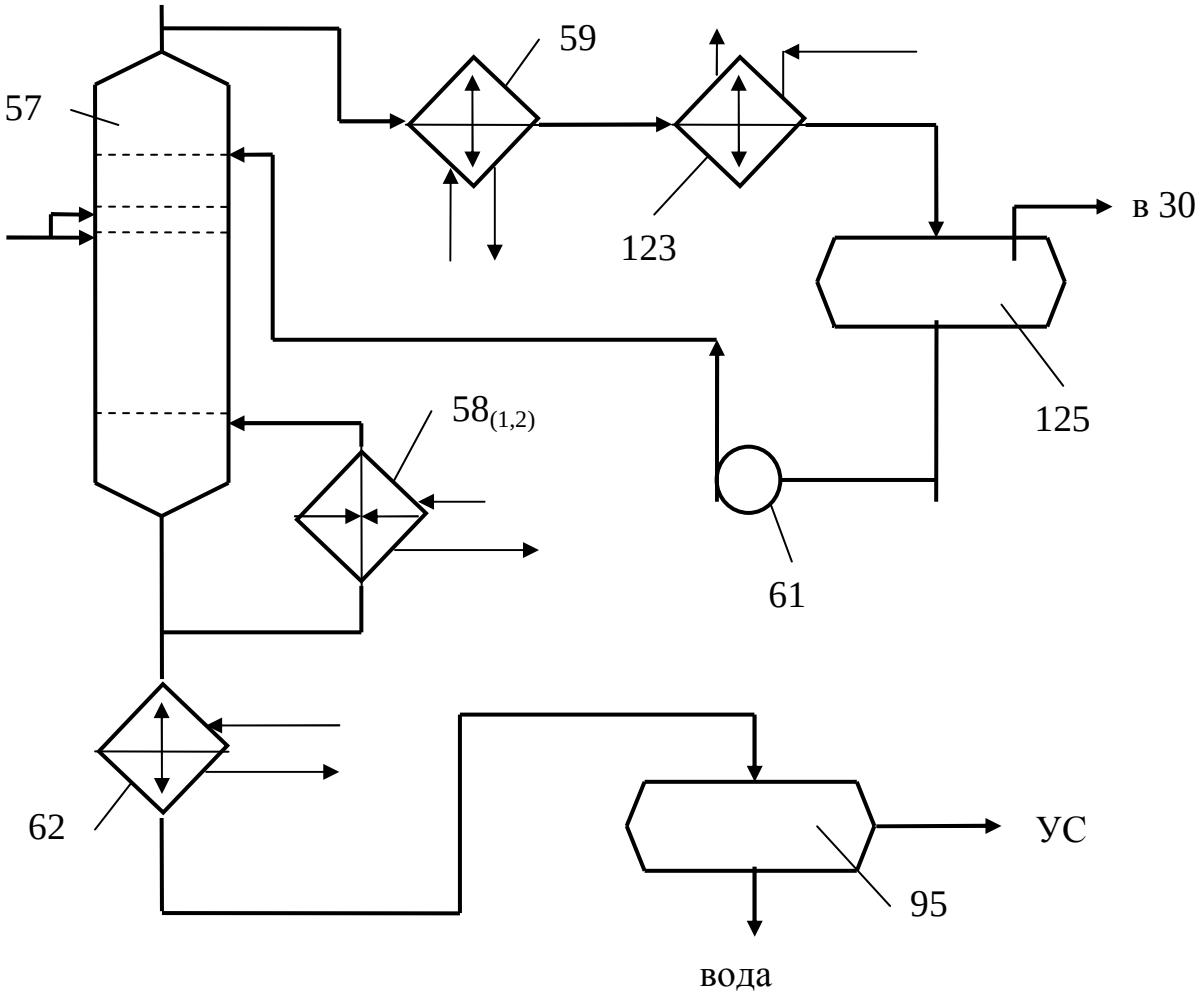


Рис. 8.1. Технологическая схема отпарки углеводородного конденсата

Для уменьшения образования термополимера предлагается провести модернизацию существующей колонны К-57. Модернизация заключается в замене колпачковых тарелок нижней секции колонны (с 1 по 31, считая с низа колонны) на беспереливные провальные тарелки с относительным свободным сечением 22 %.

Работа провальных тарелок характеризуется тремя режимами (по данным некоторых авторов таких режимов четыре):

- режим смоченной тарелки. Этот режим существует при низких скоростях пара;

- барботажный режим, возникающий при увеличении скорости пара до некоторого значения, при котором жидкость «подвисает на тарелке» и образуется барботажный слой;
- режим, при котором дальнейшее увеличение скорости пара приводит к захлебыванию тарелки и к резкому увеличению перепада давления в колонне.

Таблица 8.1. Материальный баланс отпарной колонны углеводородного конденсата

№	Вещество	Куб К-55		Куб К-101		Куб К-57		Верх К-57	
		расход, кг/ч	состав, % мас.	расход, кг/ч	состав, % масс.	расход, кг/ч	состав, % мас.	расход, кг/ч	состав, % масс.
1	Водород	–	–	–	–	–	–	–	–
2	Метан	105	2,8	–	–	–	–	105	6,3
3	Этан	216	5,7	–	–	–	–	216	12,8
4	Этилен	366,3	9,7	9	0.4	1,3	0,03	374	21,8
5	Ацетилен	–	–	–	–	–	–	–	–
6	Пропан	125	3,4	60	2,6	–	–	185	11,0
7	Пропилен	793	21,0	170	7,4	155	3,53	808	48,1
8	Углеводороды	1293	34,2	552	24,0	1845	42,02	–	–
9	Углеводороды	113,1	3,0	193	8,4	306,1	6,97	–	–
10	Углеводороды	52,1	1,4	170	7,4	222,1	5,05	–	–
11	Бензол	618,5	16,3	958	41,6	1576,5	35,9	–	–
12	Толуол	96	2,5	188	8,2	284	6,5	–	–
Всего		3778	100	2300	100	4390	100	1688	100

Результаты расчета показывают, что вновь устанавливаемые провальные тарелки К-57 будут работать в режиме смоченной тарелки, так как рабочая скорость пара в колонне ниже скорости, обеспечивающей подвисание жидкости на тарелке. Этот режим характеризуется низкой эффективностью ступеней разделения, и по результатам расчета требуемое качество кубового продукта К-57 (содержание C_2, C_3 не выше 5 % масс.) не достигается. Барботажный режим на провальной тарелке можно организовать путем уменьшения свободного сечения с 22 до 8 %. Однако работа тарелки с малым свободным сечением в условиях

термополимеризации вызовет быстрое обрастание и забивку отверстий полимером. В таком случае нет уверенности, что тарелки будут работать в течение года эксплуатации (до планового капитального ремонта). Поэтому для повышения разделительной способности в межтарельчатом пространстве с 1 по 31 тарелку предлагается дополнительно установить отбойные пластины, которые позволят повысить разделительную способность нижней секции колонны К-57. За счет этого обеспечивается вторая зона контакта фаз.

Таким образом, с целью снижения образования термополимера на контактных устройствах предлагается заменить колпачковые тарелки нижней секции колонны на беспереливные провальные тарелки. Для повышения разделительной способности в межтарельчатом пространстве под провальную тарелку предложено дополнительно установить отбойные пластины. Качество получаемого кубового продукта после предлагаемой модернизации будет соответствовать регламенту (C_2,C_3 не выше 5 % мас.). По результатам расчета содержание C_2,C_3 в кубовом продукте не выше 3,56 % масс [1, 2].

8.2. Модернизация колонн разделения водногликолевой смеси

Этиленгликоль (ЭГ) – это прозрачная бесцветная вязкая жидкость фактически без запаха. Промышленность выпускает технический ЭГ высокой степени чистоты (99 % основного вещества). Вследствие температуры замерзания ЭГ является основным ингредиентом автомобильного антифриза, а из-за высокой химической активности он используется как мономер в производстве полиэфиров и ПЭТФ, пластмассы для изготовления пластиковых бутылок для воды и напитков. Кроме того, ЭГ иногда используется в авиации в качестве антиобледенителя для ветровых стекол. Гигроскопичность обуславливает применение ЭГ в качестве увлажнителя для текстильных волокон, бумаги, кожи и клеев.

Рассмотрены варианты модернизации вакуумных ректификационных колонн разделения водногликолевого раствора с использованием новых насадок на ОАО «Нижнекамскнефтехим» и ОАО «Казаньоргсинтез» [4–6].

В ОАО «Нижнекамскнефтехим» извлечение воды из водногликолевого раствора осуществляет в тарельчатой ректификационной колонне диаметром 1600 мм, оборудованной 12 тарелками: в нижней части колонны расположены 4 клапанных тарелки, в верхней части – 8 ситчатых тарелок. Расстояние между тарелками –

400 мм, высота тарельчатой части – 4750 мм. Питание колонны содержит в % масс.: воду ~ 10; моноэтиленгликоль (МЭГ) ~ 72,4; диэтиленгликоль (ДЭГ) ~ 12,6; триэтиленгликоль (ТЭГ) ~ 4,28; полиэтиленгликоль (ПЭГ) ~ 0,72. Результаты промышленных испытаний действующей установки приведены в табл. 8.2 [4].

Таблица 8.2. Результаты промышленных испытаний тарельчатой ректификационной колонны в ОАО «Нижнекамскнефтехим»

№ опыта	Расход, т/ч				Температура, °С		Давление верха колонны, атм.	Массовая доля МЭГ, верх колонны, % масс.	Массовая доля воды, куб колонны, % масс.
	Питания	Флегмы	Дистиллята	Пара	Верха	Куба			
1	1,64	0,18	0,6	0,8	35	128	0,06	1,15	0,14
2	2,0	0,15	0,5	1,0	35	129	0,06	0,53	0,19
3	2,1	0,12	0,4	0,8	44	132	0,064	0,43	0,13
4	2,2	0,17	0,4	0,75	36	130	0,064	0,63	0,12
5	2,3	0,1	0,2	0,9	36	129	0,064	0,35	0,26
6	2,4	0,15	0,2	0,94	35	125	0,06	0,12	0,11
7	2,5	0,1	0,2	0,9	35	132	0,06	0,32	0,84
8	2,6	0,05	0,2	0,8	44	113	0,08	1,07	1,9
9	2,7	0,1	0,4	0,83	39	124	0,06	0,88	0,3
10	3,0	0,14	0,2	1,0	38	129	0,06	0,1	0,46
11	3,2	0,12	0,2	1,0	37	129	0,06	0,25	0,49
12	3,4	0,2	0,2	1,0	35	136	0,06	0,14	0,21
13	3,6	0,12	0,4	1,0	37	128	0,06	0,18	0,31
14	3,7	0,22	0,3	1,0	37	134	0,06	0,06	0,33
15	3,8	0,2	0,3	1,0	36	134	0,06	0,14	0,32

Анализ результатов промышленной эксплуатации установки разделения водногликолевого раствора показывает значительное содержание воды (до 1,9 % масс.) в кубе колонны и высокое содержание этиленгликоля в воде (свыше 1 % масс.) на верху колонны.

В результате решения системы уравнений материального баланса получены концентрации компонентов в кубе и дистилляте, распределение концентраций по колонне, распределения давления и температуры, число теоретических тарелок и номер тарелки питания. В зависимости от расхода питания и флегмы число теоретических ступеней, обеспечивающих разделение данной смеси на гликоли и воду, в соответствии с данными табл. 8.2 (с погрешностью до 22 %), равно 5 (3 теоретических ступени в верхней части и 2 – в нижней части колонны).

Для достижения необходимого разделения: концентрация воды в кубе колонны не более 0,1 % масс., а этиленгликоля наверху не более 0,05 % масс. – необходимо 9 теоретических ступеней (7 в верхней и 2 – в нижней части колонны).

Проведенные расчеты эффективности ситчатых и клапанных тарелок в действующей колонне показали следующие результаты: среднее значение эффективности ситчатых $E_y = 0,37$, клапанных $E_y = 0,49$. Поскольку необходимое число теоретических ступеней в верхней части колонны составляет 7, то число реальных ситчатых тарелок должно быть 19, в нижней части – 4 клапанных тарелки.

Низкое значение эффективности ситчатых тарелок обусловлено малой величиной плотности ($\rho_{\text{п}} \approx 0,05$ кг/м^3) и невысокой скоростью пара в колонне.

Для повышения коэффициента массопередачи при вакуумной ректификации необходимо увеличить скорость пара в колонне не менее чем в 10 раз. Однако это сделать невозможно, поскольку в верхней части колонны расход пара определяется, главным образом, количеством воды в питании и небольшим количеством этиленгликоля.

Другой способ повышения коэффициентов массопередачи состоит в увеличении свободного сечения тарелки S_0.

Рассматривая замену ситчатых тарелок на колпачковые со свободным сечением $S_0 = 11$ % и клапанные – $S_0 = 13,3$ %, существенного результата получить не удается.

В данном случае целесообразно заменить ситчатые тарелки на насадку, не увеличивая высоту колонны. Диаметр слоя насадки составляет 0,8 м, а высота слоя насадки $H = 2,8$ м.

На основании выполненных исследований и расчетов проведена модернизация колонны. Схема аппарата после модернизации показана на рис. 8.2. Реконструкция заключается в следующем. В верхней части колонны устанавливается обечайка диаметром 820 мм. В верхней части обечайки расположена распределительная тарелка типа ТСН-III, а в нижней части обечайки устанавливается решетка для укладки рулонной сегментной насадки «Инжехим» [4, 5] (см. главу 3).

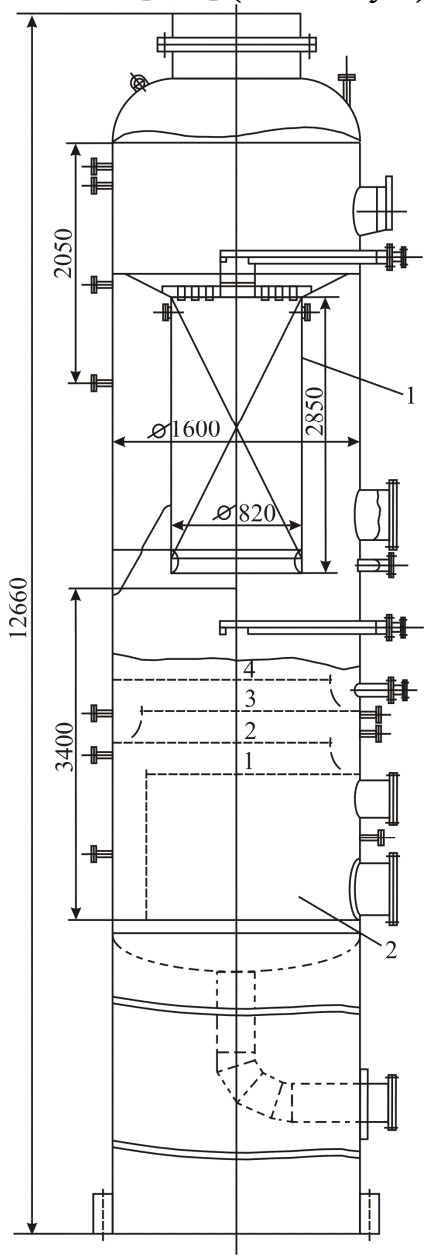


Рис. 8.2. Схема колонны после реконструкции: 1 – слой насадки; 2 – тарельчатая часть колонны

Существующие внутренние устройства (тарелки и опорные конструкции, кроме 4-х нижних тарелок) демонтируются. Результаты опытно-промышленных испытаний установки представлены в табл. 8.3.

Анализ расчетных данных и сравнение с результатами промышленных испытаний показывает их удовлетворительное согласование, что подтверждает адекватность математических моделей, используемых в расчетах, и высокую эффективность установленной в колонне насадки.

Таблица 8.3. Результаты опытно-промышленных испытаний установки

№ опыта	Расход, т/ч				Температура, °С		Давление верха колонны, атм.	Концентрация МЭГ, верх колонны, % масс.	Концентрация воды, куб колонны, % масс.
	Питания	Флегмы	Дистиллята	Пара	Верха	Куба			
1	1,3	0,56	0,3	0,98	39	145	0,06	0,01	0,1
2	1,3	0,56	0,3	0,9	39	147	0,06	0,01	0,04
3	1,3	0,56	0,3	0,94	39	146	0,06	0,005	0,09
4	1,3	0,6	0,4	1	39	145	0,06	0,01	0,1
5	1,4	0,56	0,4	1	39	147	0,06	0,01	0,1
6	1,57	0,57	0,4	0,86	39	147	0,06	0,03	0,06
7	1,57	0,58	0,2	0,8	39	147	0,06	0,05	0,02
8	1,57	0,57	0,4	0,9	38	147	0,06	0,02	0,05
9	1,83	0,55	0,4	1	39	146	0,06	0,01	0,04
10	1,95	0,55	0,4	1	39	145	0,06	0,007	0,1
11	3,4	0,58	0,4	1	38	148	0,06	0,05	0,1
12	3,6	0,58	0,4	1	38	148	0,06	0,02	0,04
13	3,6	0,57	0,4	1	38	147	0,06	0,02	0,03
14	3,6	0,57	0,4	1	37	147	0,06	0,02	0,04
15	3,6	0,6	0,4	1	36	146	0,06	0,01	0,01

В результате внедрения насадки высота колонны не изменилась, а рабочий диаметр в верхней части уменьшился почти в 2 раза.

Концентрация воды в кубовом остатке не превышает 0,1 % масс., а концентрация МЭГ, в дистилляте 0,05 % масс., что позволяет получить этиленгликоль не ниже первого сорта и исключить необходимость очистки воды.

На ОАО «Казаньоргсинтез» также выполнена модернизация колонны Т-306 разделения МЭГ, используя регулярную и нерегулярную насадку «Инжехим». Промышленная эксплуатация колонны дает положительные результаты [6].

На заводе органических продуктов ОАО «Казаньоргсинтез» была поставлена задача получения товарного МЭГ из побочного гликоля. Для ее решения необходимо произвести модернизацию колонны Т-306 с подбором основного и вспомогательного оборудования. Характерной особенностью работы колонны является малая плотность орошения верхней части (0,2...0,5 $м^3/(м^2 \cdot ч)$). При этих условиях многие известные контактные устройства не обеспечивают заданную степень разделения. Характеристики работы вакуумной колонны и составы потоков представлены в табл. 8.4–8.6.

Таблица 8.4. Характеристика питания

Компоненты	Расход, кг/ч	Концентрация, % масс.
H_2O	0,6	0,04
МЭГ	1194,7	83,79
ДЭГ	200,0	14,03
ТЭГ	30,5	2,14
Сумма	1425,8	100,0

Таблица 8.5. Характеристика дистиллята (фракция товарного МЭГ)

Компоненты	Расход, кг/ч		Концентрация, % масс.	
	1-й сорт	высший сорт	1-й сорт	высший сорт
H_2O	0,6	0,6	0,05	0,05
МЭГ	1100	1100	99,26	99,9
ДЭГ	7,6	0,6	0,69	0,05
ТЭГ	–	–	–	–
Сумма	1108,2	1101,2	100,0	100,0

Характеристики работы колонны:

- расход питания колонны – 1436 кг/ч;
- содержание МЭГ в питании – 83,79 % масс. доли;
- концентрация МЭГ 1 сорта – 99,26 % масс.;
- перепад давления в колонне Т-306 не более 20 мм рт. ст.

Таблица 8.6. Характеристика кубового остатка

Компоненты	Расход, кг/ч		Концентрация, % масс.	
	1-й сорт	высший сорт	1-й сорт	высший сорт
H_2O	–	–	–	–
МЭГ	94,7	94,7	29,82	29,17
ДЭГ	192,4	199,4	60,58	61,43
ТЭГ	30,5	30,5	9,6	9,4
Сумма	317,6	324,6	100,0	100,0

В результате произведенных расчетов получено, что при флегмовом числе, равном 0,2, и заданных характеристиках питания обеспечивается получение товарного МЭГ первого сорта. В этом случае необходимо установить ниже точки ввода питания слой насадки высотой 1,86 м и выше точки ввода питания слой высотой 3,56 м.

При увеличении флегмового числа до 0,6 разделительная способность колонны возрастает, и качество дистиллята будет соответствовать товарному МЭГ высшего сорта. В этом случае высота нижнего слоя насадки должна составить 1,7 м, а верхнего слоя – 4,6 м.

На основе проведенного исследования предложено нарастить существующую колонну Т-306 дополнительной обечайкой диаметром 1100 мм и высотой 10500 мм (рис. 8.3). В колонне предложено установить один слой насадки высотой 2500 в нижней части колонны и два слоя по 2000 мм в верхней.

В нижний части использовать нерегулярную насадку «Инжехим-2002», а в верхней – регулярную рулонную с шероховатой поверхностью.

Выполненные расчеты вакуумной колонны с новой насадкой показывают, что характеристики дистиллята и кубового остатка соответствуют заданной четкости разделения. При этом гидравлическое сопротивление насадки в аппарате не превышает 20 мм рт. ст. В 2003 году выполнена модернизация колонны для получения товарного МЭГ [6].

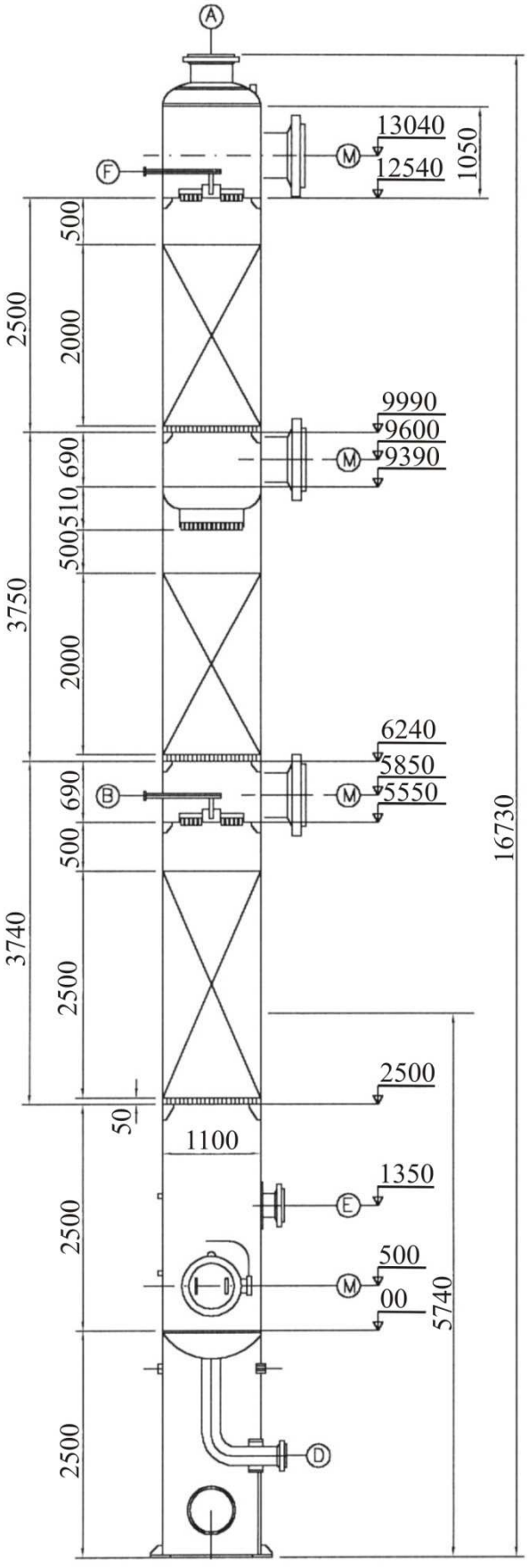


Рис. 8.3. Схема модернизации колонны Т-306

В результате получен МЭГ 1 сорта, а при повышении расхода флегмы – высшего сорта.

8.3. Повышение эффективности колонны очистки газовых сдувок в производстве полиэфиров

Рассмотрена абсорбционная колонна К-1, предназначенная для очистки газовых сдувок производства простых полиэфиров завода СПС ОАО «Нижнекамскнефтехим» от окиси этилена и окиси пропилена водным раствором, содержащим гликоли.

Колонна К-1 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные характеристики:

Диаметр колонны 2000 мм;

Высота 11000 мм.

В колонне до модернизации размещался слой насадки высотой 4,5 м из керамических колец Рашига 25×25 мм. По результатам эксплуатации колонны К-1 достигнута следующая степень очистки газовой смеси:

- содержание окиси этилена 0,15 % масс.;
- содержание окиси пропилена 1,5 % масс.

Колонна К-1 не обеспечивала до требований ПДВ улавливание паров окиси этилена, окиси пропилена.

Для достижения заданного качества очистки газовой смеси от окиси этилена и окиси пропилена необходима модернизация колонны.

Состав газовой смеси на входе в К-1:

Азот 91,453 % масс.;

Окись этилена 0,77 % масс. (10000 мг/м^3);

Окись пропилена 7,7 % масс. (100000 мг/м^3);

Ацетальдегид 0,077 % масс. (1000 мг/м^3).

Требования к составу очищенной газовой смеси:

Окись этилена не выше 0,0006÷0,0018 % масс. (8÷23,3 мг/м^3);

Окись пропилена не выше 0,0085÷0,216 % масс. (110÷279,6 мг/м^3).

Состав абсорбента на входе в К-1:

Окись этилена 0,0002÷0,00055 % масс.;

Окись пропилена 0,001÷0,005 % масс.;

Ацетальдегид 0,002 % масс.;

Моноэтиленгликоль 4,0 % масс.;

Монопропиленгликоль 30,0 % масс.;

Диэтиленгликоль 0,3 % масс.;

Дипропиленгликоль 13,0 % масс.;

Щелочь КОН	1,5 % масс.;
Вода	51,19245÷51,1968 % масс.
Температура газа на входе в К-1	20 ºС.
Давление газа на входе в К-1 (абс.)	2,5 $кгс/см^2$.
Температура абсорбента на входе в К-1	30 ºС.
Давление газа на выходе из К-1 (абс.)	1,2 $кгс/см^2$.
Расход абсорбента в К-1	115 $м^3/ч$.

Режим работы К-1:

Температура, °С:	
Верх колонны	30
Низ колонны	30
Давление, $кгс/см^2$ (абс.):	
Верх колонны	1,2
Низ колонны	1,28
Абсорбент в колонну:	
Расход масс, кг/ч	118230
Расход, $м^3/ч$	115
Плотность, $кг/м^3$	1019,2
Температура, °С	30

Проведено моделирование гидродинамических режимов работы слоя насадки «Инжехим» высотой 7 м в колонне К-1 при расходе газа 3000 $м^3/ч$. Скорость газа в колонне не превышает 0,3 м/с. Фактор пара изменяется в пределах 0,279÷0,284 при расходе газа 3000 $м^3/ч$, а плотность орошения слоя насадки от 36,95 до 37,05 $м^3/(м^2 \cdot ч)$.

Для достижения заданного качества очистки газовой смеси от окиси этилена и окиси пропилена предложено заменить существующие кольца Рашига в К-1 на нерегулярную насадку «Инжехим» [7]. Насадка размещается одним слоем высотой 7 м.

В 2006 году выполнена модернизация колонны К-1. Результаты промышленной эксплуатации подтвердили правильность расчета и выбранных технических решений.

8.4. Энергосберегающая модернизация ректификационных колонн в производстве этаноламинов

Рассмотрена задача модернизации установки получения этаноламинов путем замены устаревших ректификационных колонн на новые насадочные на ОАО «Казаньоргсинтез». Результатом модернизации является повышение качества продукции, производительности и снижение энергозатрат [8–11].

Метод производства этаноламинов основан на взаимодействии окиси этилена и аммиака в присутствии воды в качестве катализатора. Готовыми продуктами производства являются моноэтаноламин технический, диэтаноламин чистый, триэтаноламин технический и кубовый остаток моноэтаноламина.

Моноэтаноламин технический представляет собой прозрачную жидкость с аммиачным запахом, не содержащую механических примесей. Триэтаноламин технический – прозрачная жидкость, цвет от желтого до темно-коричневого. Диэтаноламин представляет собой густую вязкую жидкость или кристаллы желтого цвета. Кубовый остаток моноэтаноламина – жидкость, цвет от коричневого до темно-коричневого.

Моноэтаноламин технический всех сортов применяется в газовой и нефтяной промышленности для поглощения кислых газов и серосодержащих органических соединений. Моноэтаноламин технический высшего и первого сорта применяется также в фармацевтической, текстильной, лакокрасочной промышленности, в производстве пластмасс.

Технический триэтаноламин, кубовый остаток моноэтаноламина применяется для газоочистки при получении чистой углекислоты, в текстильной промышленности, в парфюмерии и цементной промышленности, как сырье в ряде органических синтезов, в резиновой промышленности, в производстве моющих средств.

Диэтаноламин применяется в органическом синтезе для поглощения кислых и серосодержащих соединений, а также как реактив в аналитической химии.

Действующие в настоящее время промышленные способы производства рассчитаны на выпуск смесей моно-, ди- и триэтаноламина, как правило, примерно в равном соотношении.

Промышленные технологии получения этаноламинов можно разделить на две группы. Первую группу составляют «водные» технологии с использованием окиси этилена и водных растворов аммиака, синтез проводят при температуре 20–200 °С, давлении 1–60 атм. и соотношении

окись этилена: аммиак 1:4–50. Вторую группу составляют технологии, в которых используются окись этилена и аммиак с содержанием каталитических количеств воды (0,5–5 %).

В настоящее время на ОАО «Казаньоргсинтез» (завод «Органических продуктов») производство этаноламинов осуществляется на блоке реакторов по водной технологии. Для разделения смеси используются несколько ректификационных колонн, основными из которых являются К-29, К-40, К-56 и К-92. Смесь этаноламинов поступает на колонну К-29.

Состав сырья (питание 29-й колонны) дан в табл. 8.7. Номинальный расход – 2100 кг/ч, изменение расхода питания ±15 % от номинального расхода.

Таблица 8.7. Состав сырья

Существующий блок синтеза	Состав, % масс.
Аммиак	0,5–1,0
Вода	7– 0
Моноэтаноламин (МЭА)	45–55
Диэтаноламин (ДЭА)	21–31
Триэтаноламин (ТЭА)	11–15

Продукция блока ректификации установки получения аминов должна соответствовать следующим требованиям (табл. 12.8).

Таблица 8.8. Требования к продуктам разделения

Продукт	Содержание основного вещества, % масс.	Цветность по Хазену, ед.
Моноэтаноламин	Не менее 99,8	Не более 10
Диэтаноламин	Не менее 99,7	Не более 25
Триэтаноламин	Не менее 95,0	Не более 50

Составлены материальные и тепловые балансы ректификационных колонн с основным оборудованием и сделан термодинамический анализ теплотехнологической схемы до модернизации с целью оценки энергетической эффективности производимых процессов. Для наглядного изображения эксергетических балансов аппаратов установки составлены

эксергетические потоковые диаграммы. На рис. 8.4 в качестве примера дана диаграмма для колонны К-40 [11].

До модернизации работающие колонны имели диаметры: К-29 – 1,0 м; К-40 – 1,6 м; К-56 – 1,6 м, К-92 – 1,6 м. В колоннах использовались различные типы массообменных тарелок. Прочностной ресурс колонн был ограничен. На основе использования математической модели процессов в насадочном слое (гл. 1) выполнены расчеты и рассмотрены технические решения по замене тарелок на регулярные и нерегулярные насадки «Инжехим». Как показали расчеты новые колонны при заданной производительности от 1785 до 2415 кг/ч (по исходному сырью) должны иметь размеры: К-29 – 0,5 м; К-40 – 1,2 м; К-56 – 1,0 м; К-92 – 0,6 м. Снижение размера колонн и повышение эффективности массопередачи обеспечит значительное уменьшение энергозатрат на процесс разделения.

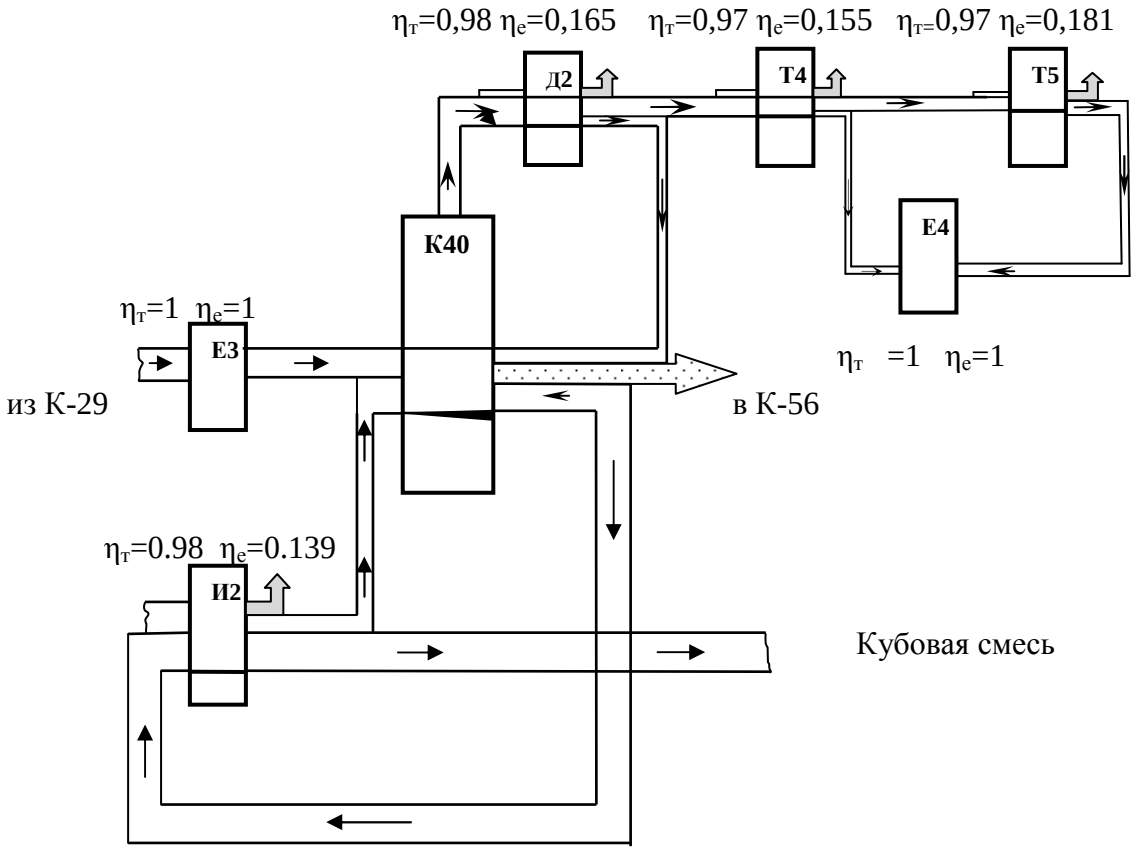


Рис. 8.4. Эксергетическая потоковая диаграмма участка колонны К-40 до модернизации ($\eta_т$, η_e – тепловой и эксергетический КПД)

Технологический режим в Кн-29 осуществляется при атмосферном давлении. Конструкция вновь проектируемой колонны Кн-29 должна обеспечить работу колонны как при вакууме, так и при атмосферном давлении. Так как разложение триэтаноламина происходит при

температуре выше 170 ºС, для снижения температуры в кубовой части колонны Кн-29 до 166–167 ºС требуется снижение давления в Кн-29 до 460 мм рт. ст. (абсолютное). Технологическая схема блока разделения с модернизированными колоннами представлена на рис. 8.5.

Отбор товарного моноэтаноламина возможен как на рис. 8.5 в виде дистиллята (при отсутствии воды в Кн-40), так и боковым продуктом.

Отгонка легких компонентов из технического триэтаноламина (кубового остатка колонны получения моноэтаноламина Кн-40) и получение товарного диэтаноламина производятся в ректификационной колонне Кн-56.

Новая ректификационная колонна Кн-56 насадочного типа, диаметром 1,0 м. Насадка размещается тремя слоями 1,8 м, 4,2 м и 3,2 м.

Технический триэтаноламин подается на питание в колонну Кн-56, где производится отгонка смеси воды и моноэтаноламина, отбираемого с верху колонны, товарного диэтаноламина, отбираемого в виде бокового продукта с перераспределительной тарелки, размещенной ниже верхнего слоя насадки.

Из куба колонны отбирается кубовый остаток – смесь диэтаноламина и триэтаноламина.

Выделение товарного триэтаноламина производится в ректификационной колонне Кн-92.

Новая ректификационная колонна Кн-92 насадочного типа, диаметром 0,6 м. Насадка размещается двумя слоями 1,6 и 2,6 м. Питающая жидкость, поступающая в колонну, имеет температуру 100÷110 ºС.

Из куба колонны отбирается кубовый остаток – триэтаноламин и смолы.

Количество питания регулируется регулятором расхода, клапан которого установлен на линии нагнетания насоса. Температура питания колонны Кн-92 100÷120 ºС.

Тепло, необходимое для процесса ректификации, подводится к пленочным испарителям (кипятильникам), обогреваемым водяным паром.

При выборе типа насадки для колонн учитывались следующие особенности процесса разделения этаноламинов:

1. Все колонны, кроме Кн-29, должны работать под разряжением. Колонну Кн-29 в перспективе планируется также использовать в качестве вакуумной. Следовательно, используемая насадка должна

обладать низким гидравлическим сопротивлением при достаточно высоких значениях фактора пара – до 2,6 $м^2/с \cdot \left(кг/м^3\right)^{0,5}$.

2. Насадка должна обладать достаточно высокой разделяющей способностью. Минимальная высота, эквивалентная одной теоретической тарелке, заложенная в расчет высоты колонн, составляла 0,6 м.

3. Насадка должна обеспечивать требуемую степень разделения при очень низкой плотности орошения – менее 1 м/ч.

4. Все колонны выполнены неразборными, следовательно, конструкция насадки должна предусматривать монтаж через люки колонн.

С учетом вышесказанного было принято решение оснастить все колонны, кроме Кн-29, регулярной насадкой «Инжехим-IRR-14».

При выборе регулярной насадки учитывался положительный опыт ИВЦ «Инжехим» использования рулонной гофрированной насадки для процесса разделения этиленгликолей (разд. 8.2). Как теплофизические свойства разделяемых смесей, так и режимные характеристики работы колонн (высокое значение фактора пара при низкой плотности орошения) этих процессов достаточно близки.

В колонне Кн-29 предложено использовать нерегулярную насадку «Инжехим-2000».

В течение 2005-06 гг. в производстве этаноламинов внедрены новые колонны с насадками. Результаты эксплуатации колонн подтвердили правильность расчетов и принятых технических решений. Сравнительная характеристика работы колонн дана в табл. 8.9 [9, 11].

В период пуско-наладочных работ и опытно-промышленной эксплуатации выявлены следующие особенности:

– насадочные колонны имеют почти на порядок меньшую задержку жидкой фазы и время пребывания ее в колонне по сравнению с тарельчатыми. В связи с этим обслуживающий персонал первое время с трудом выполнял управление процессом. После того, как были отработаны управляющие воздействия на процесс и появился опыт в поддержании стационарного режима, эти проблемы были сняты. В настоящее время насадочные колонны работают устойчиво и обеспечивают заданное качество разделения и цветность этаноламинов;

– на эффективность разделения большое влияние оказывает первоначальное распределение жидкой фазы, подающейся на регулярную насадку. Забивка отверстий распределителей фаз снижает эффективность разделения;

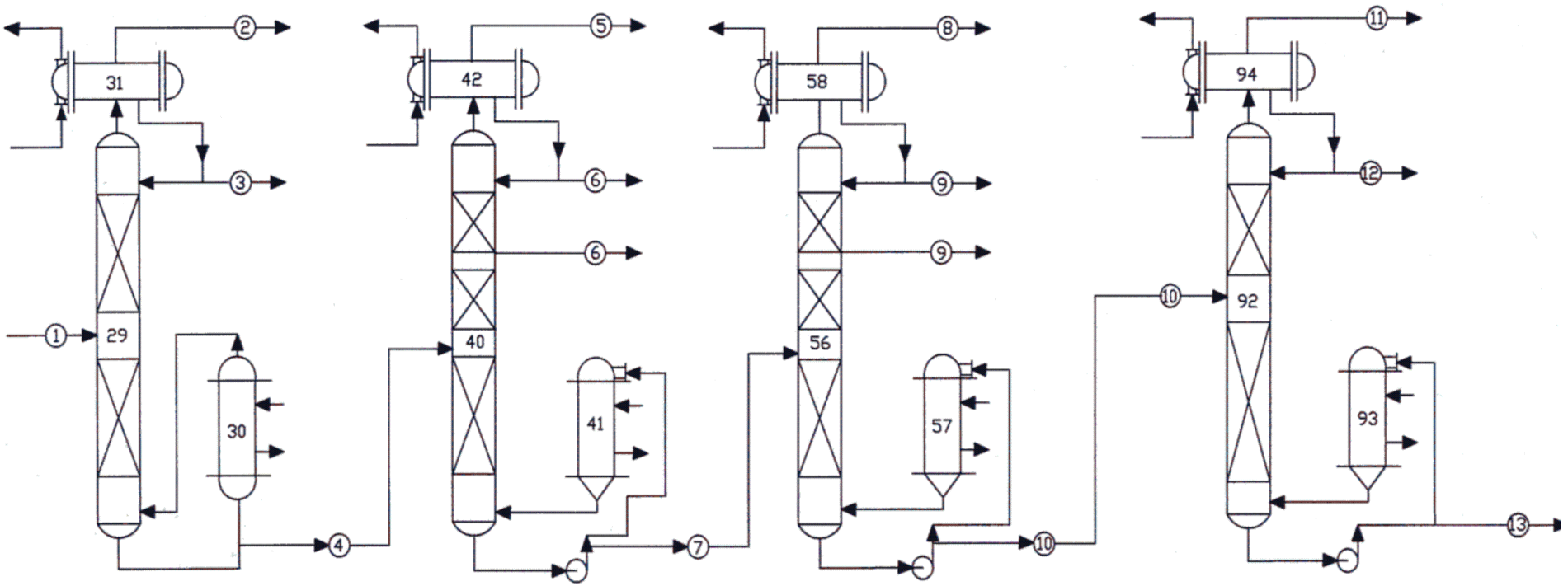


Рис.8.5. Схема блока разделения этаноламинов: 1, 4, 7, 10 – смесь на разделение; 2, 5, 8, 11 – сдувки; 3 – дистиллят; 6 – моноэтаноламин; 9 – диэтаноламин; 12 – триэтаноламин; 13 – остаток (смола); 29, 40, 56, 92 – ректификационные колонны; 31, 42, 58, 94 – дефлегматоры; 30, 41, 57, 93 – кипятильники

Таблица 8.9. Сравнительная характеристика работы колонн

К-29		К-40		К-56		К-92	
Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная	Тарельчатая	Насадочная
1	2	3	4	5	6	7	8
Диаметр колонн, м							
1,0	0,5	1,6	1,2	1,6	1,0	1,6	0,6
Высота колонн, м							
13,7	12,575	16,1	22,36	22,8	23,580	22,8	17,56
Расход питания $м^3/ч$							
2,2÷2,5	2,85	1÷2,3	2,3÷2,4	1÷1,2	1,0÷1,1	1,1	0,34÷0,35
Расход дистиллята, $м^3/ч$							
0,2–0,3	0,31÷0,33	1÷1,3	1,1÷1,16	0,7÷0,9	0,06÷0,07	0,3	0,2
Расход бокового отбора, $м^3/ч$							
–	–	–	–	–	0,65÷0,75	–	–
Расход кубового продукта, $м^3/ч$							
2÷2,2	2,3÷2,4	1÷1,2	1,0÷1,1	–	0,34÷0,35	–	–
Расход флегмы, $м^3/ч$							
1,4÷1,8	0,3÷0,33	1,2÷1,5	0,15÷0,2	0,1	0,64÷0,78	0,9÷1,0	0,3
Расход моноэтаноламина, $м^3/ч$							
–	–	1,1÷1,2	1,1÷1,16	–	–	–	–
Расход диэтаноламина, $м^3/ч$							
–	–	–	–	0,65	0,65÷0,75	–	–
Расход триэтаноламина, $м^3/ч$							
–	–	1÷1,2	–	–	–	–	0,2÷0,21

Продолжение табл. 8.9.

1	2	3	4	5	6	7	8
Тепловая нагрузка в кипятильниках колонн, Гкал/ч							
1,19	0,49	1,19	0,33	0,85	0,22	0,71	0,062

– значительно снизился расход греющего пара в кипятильниках колонн;

– отлажен технологический режим с боковым отбором моноэтаноламина.

Из представленных результатов следует, что исходная нагрузка по сырью увеличилась на 15–30 %, значительно снизились флегмовые числа (расход флегмы) за счет повышения эффективности разделения. Это дало возможность значительно снизить тепловую нагрузку (расход греющего пара) в кипятильниках колонн: в Кн-29 – в 2,4 раза, в Кн-40 – в 3,6 раза, в Кн-56 – в 3,8 раза, в Кн-92 в 1,14 раза по сравнению со старыми тарельчатыми колоннами. Снижение энергозатрат по греющему пару в кипятильниках колонн составляет 2,28 Гкал/час. Кроме этого более чем в три раза снизился расход охлаждающей воды в дефлегматорах колонн.

В целом эксплуатация новых насадочных колонн дает положительные результаты. Экономический эффект от внедрения составляет более 47 млн руб. в год (в ценах 2007 г.) [11].

8.5. Повышение эффективности колонны выделения фенола

Фенол является одним из основных и крупнотоннажных продуктов промышленности основного органического и нефтехимического синтеза и применяется во многих отраслях промышленности – химической, нефтехимической, фармацевтической, парфюмерной.

На основе фенола производятся многочисленные красители, искусственные смолы, дубильные вещества, гербициды, дезинфицирующие средства, лекарственные препараты [12].

Наибольшие количества фенола используются для получения фенол формальдегидных смол, которые применяются в производстве фенопластов. Большие количества фенола перерабатывают в циклогексанол, который необходим для промышленности синтетического волокна. Смесь крезолов используют для получения

крезолформальдегидных смол. Схема применения фенола приведена на рис. 8.6.

Фенолами называют производные ароматических углеводородов, в молекулах которых один или несколько атомов водорода замещены на гидроксильную группу. Фенолы и крезолы (о-, м-, л-метилфенолы) содержатся в небольшом количестве в каменноугольной смоле. Фенол был обнаружен в ее составе немецким химиком Рунге в 1834 г. и неправильно назван карболовой кислотой, а его строение было установлено французским химиком Лораном в 1842 г. Общая формула фенолов Аг-ОН [13].

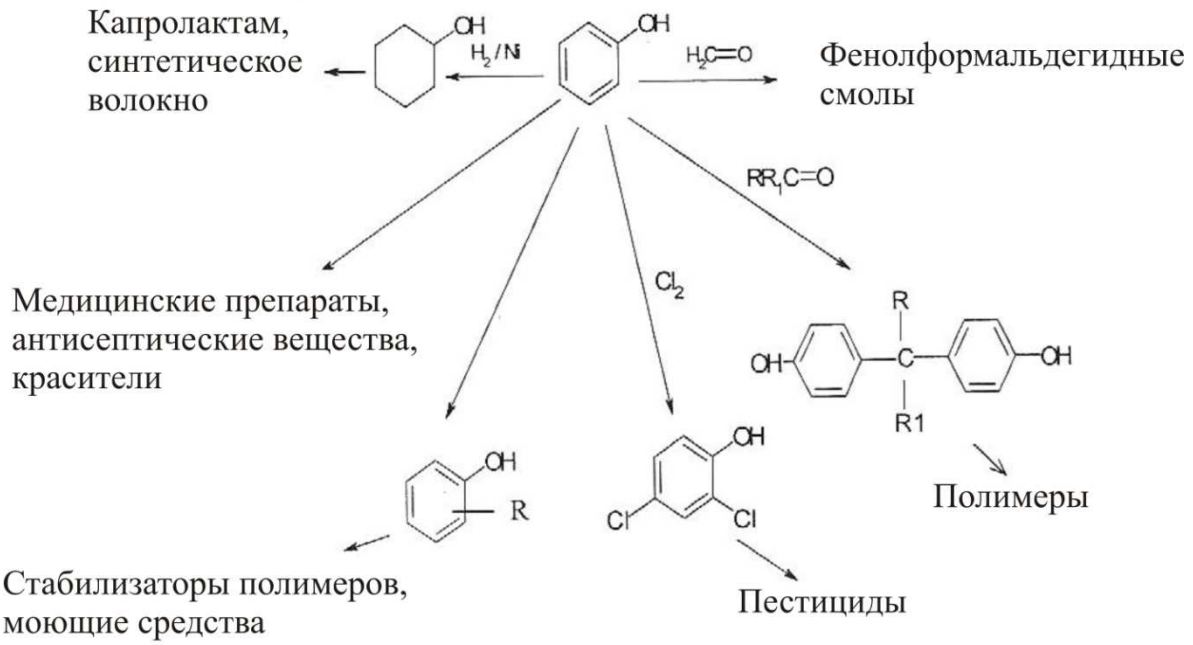


Рис. 8.6. Схема применения фенола

Первоначально источниками фенола служили сухая перегонка угля и производство метанола из древесины. В обоих случаях фенол получался как побочный продукт. Объемы производства ограничивались тем количеством, которое случайно образовывалось в ходе процесса. Первые промышленные процессы, в которых фенол получали специально как целевой продукт, включали взаимодействие бензола с серной кислотой (1920 г.), хлором (1928 г.) или хлороводородом (1939 г.). Во всех случаях далее следует стадия гидролиза, приводящая к фенолу. Указанные реакции могли идти только при высоких температурах и давлениях. Это были многостадийные процессы, для проведения которых требовалась специальная аппаратура для работы с агрессивными жидкостями. В настоящее время ни один из них не используется в промышленности [14].

Потребности химической промышленности, а также ряда других отраслей в фенолах непрерывно возрастают и становятся все более разнообразными. Остродефицитными стали не только фенол, но и крезолы, ксиленолы и многие другие фенолы, включая двухатомные и многоядерные. При этом возросла ценность индивидуальных продуктов, повысились требования к их чистоте и содержанию отдельных примесей в фенолах [13].

На ОАО «Казаньоргсинтез» поставлена задача увеличения производительности ректификационных установок получения фенола и ацетона с повышением качества разделения. Действующие в настоящее время ректификационные установки проектировались в конце 50-х годов и вводились в эксплуатацию в 1963 году. Это были первые установки на ОАО «Казаньоргсинтез» [15, 16]. За прошедшие годы объединение непрерывно развивалось и практически каждый год вводились новые мощности по выпуску новых видов химической продукции. Установки, запущенные в эксплуатацию в 60-70 годах, за последние десятилетия активно модернизируются с целью повышения производительности, снижения энергозатрат и улучшения качества продукции [7, 17, 18].

Ректификационные колонны получения фенола и ацетона устарели физически и морально, поэтому в данном разделе рассматривается задача проектирования новых колонн с использованием современных контактных устройств [19, 20].

Действующая ректификационная колонна К-48 диаметром 2200 мм предназначена для получения товарного фенола.

Исходная смесь при температуре 130–140 °С поступает в колонну К-48 и содержит фенол, ацетофенон, изопропилбензол, окись мезитила и другие легкие и тяжелые примеси.

Сконденсированная в конденсаторе паровая фаза верха колонны К-48 стекает в сборник. Часть жидкости из сборника возвращается в колонну в виде флегмы, а избыток по уровню во флегмовой емкости отбирается в качестве верхнего продукта головного погона. Температура верха колонны не ниже 100 °С, давление верха не более 50–70 мм рт. ст. (абсолютное), температура куба не более 140 °С. Для снижения легких компонентов отбор товарного фенола производится боковым продуктом выше ввода питания.

Требуемое качество продуктов разделения:

- содержание ацетофенона в товарном феноле не выше 10 ппм.
- содержание фенола в кубовом продукте не выше 90 % масс.

В качестве варианта замены К-48 рассмотрен насадочный вариант новой колонны.

По результатам технологического расчета выбран режим работы колонны К-48, позволяющий получить требуемое качество продуктов разделения [19, 20].

Проведено математическое моделирование гидродинамических режимов работы слоя насадки колонны К-48 с использованием алгоритмов, приведенных в гл. 4. В результате расчетов установлено, что скорость пара в колонне не превышает 5,8 м/с, а фактор пара изменяется в пределах 2,07÷2,86 при нагрузке по питанию 12000 кг/ч. Перепад давления слоя насадки общей высотой 26,5 м не превышает 53 мм рт. ст.

Результаты технологического и гидравлического расчета и материальный баланс К-48 для нагрузки по исходному питанию 12000 кг/ч представлены в табл. 8.10–8.13.

Таблица 8.10. Покомпонентные потоки колонны, кг/ч

Компонент	Пита-ние	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
Окись мезитила	0,12	9,685232E-02	2,006288E-02	1,863968E-06
Вода	3	0,7776004	5,69987E-03	2,007775E-17
Изопропил-бензол	0,48	0,153108E-02	4,294896E-03	1,806692E-08
Альфаметил-стирол	0,108	8,936507E-02	0,0155917	8,194211E-07
2-метилбен-зофуран	0,48	2,467753E-03	0,328938	0,1485838
Фенол	11906,24	394,6322	10699,52	809,9526
Ацетофенон	72	1,765813E-06	0,0860415	71.91391
Демитил-фенилкар	7,199999	2,987518E-07	1,505288E-02	7,184942
Смола	10,8	5,457296E-17	2,419429E-16	10,79999
Сумма, кг/ч	12000	395,64	10700	900
Плотность, кг/м^3	1071,3	1044,4	995,2	967,4
Температура, °С	20,0	55,0	111,5	132,4

Таблица 8.11. Покомпонентные потоки колонны, кг/ч

Компонент	Питание в колонну	Пар из колонны	Флегма в колонну	Сдувка из флегмовой емкости
Окись мезитила	0,12	3,967766	3,867826	3,086818E-03
Вода	3	34,04801	31,0537	2,216693
Изопропилбензол	0,48	1,702262	1,658556	2,174402E-03
Альфаметил-стирол	0,108	3,661231	3,56882	3,045107E-03
2-метилбензофуран	0,48	0,1010283	9,855045E-02	1,011211E-05
Фенол	11906,24	16156,52	15759,75	2,12999
Ацетофенон	72	7,228665E-05	7,051828E-05	2,545669E-09
Демитилфенилкар	7,199999	1,222988E-05	1,193074E-05	3,834232E-10
Смола	10,8	2,233961E-15	2,179387E-15	1,969022E-26
Сумма, кг/ч	12000	16200	15800	4,355
Плотность, кг/м^3	256,18	19864	1044,4	0,036526
Температура, °С	135	104,3701	55,0103	55

Таблица 8.12. Составы потоков, масс. доли

Компонент	Питание	Отбор головной фракции	Отбор фенола боком	Кубовый продукт
1	2	3	4	5
Окись мезитила	9,999997E-06	2,447991E-04	1,875036E-06	2,071075E-09
Вода	0,00025	1,965424E-03	5,326981E-07	2,230861E-20
Изопро-пилбен-зол	0,000004	1,049719E-04	4,013922E-07	2,007435E-11
Альфаме-тилсти-рол	8,999997E-06	2,258747E-04	1,457168E-06	9,104679E-10
2-метилбен-зофуран	0,00004	6,23737E-06	3,074187E-05	1,650931E-04
Фенол	0,992187	0,9974527	0,9999555	0,8999473
Ацето-фенон	0,006	4,463181E-09	8,041262E-06	7,990435E-02

Продолжение табл. 8.12.

1	2	3	4	5
Демитил-фенилкар	5,999999E-04	7,551102E-10	1,406811E-06	7,983269E-03
Смола	8,999999E-04	1,379359E-19	2,261149E-20	1,199999E-02
Сумма, кг/ч	0,9999999	1	0,9999999	0,9999999
Плотность, кг/м^3	1071,3	1044,4	995,2	967,4
Температура, °С	20	55,0103	111,5886	132,4421

Таблица 8.13. Составы потоков, масс. доли

Компонент	Питание в колонну	Пар из колонны	Флегма в колонну	Сдувка из флегмовой емкости
Окись мезитила	9,999997E-06	2,449238E-04	2,447991E-04	7,087986E-04
Вода	0,00025	2,101729E-03	1,965424E-03	0,5089996
Изопро-пилбензол	0,000004	1,050779E-04	1,049719E-04	4,992886E-04
Альфаме-тилстирол	8,999997E-06	2,260019E-04	2,258747E-04	6,992209E-04
2-метилбен-зофуран	0,00004	6,236317E-06	6,23737E-06	2,321955E-06
Фенол	0,992187	0,997316	0,9974527	0,4890907
Ацетофенон	0,006	4,462139E-09	4,463182E-09	5,845394E-10
Демитил-фенилкар	5,999999E-04	7,549308E-10	7,551102E-10	8,804205E-11
Смола	8,999999E-04	1,378988E-19	1,379359E-19	4,521291E-27
Сумма, кг/ч	0,9999999	1	1	1
Плотность, кг/м^3	256,18	0,19864	1044,4	0,036526
Температура, °С	135	104,3701	55,0103	55

В качестве насадки в колонне К-48 использована регулярная рулонная насадка «Инжехим», которая размещается по колонне тремя слоями общей высотой 18 м.

В 2007 году выполнено внедрение новой колонны с насадкой. Промышленная эксплуатация подтвердила правильность выбранных научно-технических решений. Повысилось качество фенола и снизились энергозатраты на процесс ректификации по сравнению со старой колонной [20].

8.6. Модернизация абсорбера очистки абгазов от кумола

Одной из наиболее актуальных проблем обеспечения экологической безопасности современных производств является защита воздушной среды от загрязнения органическими выбросами. Такие выбросы создают большинство промышленных источников, на которых для решения этой проблемы функционируют системы газоочистки, нейтрализующие вредные вещества. При этом энергопотребление этими системами составляет более 30 % от общего энергопотребления всем предприятием [21].

Фенол является одним из основных и крупнотоннажных продуктов промышленного и основного органического и нефтехимическго синтеза и применяется во многих отраслях промышленности – химической, нефтехимической, фармацевтической, парфюмерной. В России синтетический фенол производится исключительно кумольным способом, который сопровождается образованием ацетона и побочных продуктов.

Побочным продуктом процесса окисления ИПБ в его гидропероксид при производстве фенола и ацетона являются абгазы окисления (отработанный воздух), содержащие в своем составе азот, кислород, изопропилбензол, муравьиную кислоту. Изопропилбензол – кукмол является сильным атмосферным загрязнителем, поэтому абгазы окисления перед выбросом в атмосферу должны быть очищены до норм ПДК (ПДК = 175 мг/м^3). Проблема комплексной очистки отходящих абгазов от токсичных компонентов стоит особенно остро. Поэтому целью данной работы является разработать энергосберегающую высокоэффективную технологическую схему очистки абгазов от ИПБ (изопропилбензола) в производстве фенола.

В настоящее время существует 5 основных методов удаления газообразных загрязнителей: сжигание горючих загрязнений, конденсация, химическая обработка, абсорбция, адсорбция [22–26].

На ОАО «Казаньоргсинтез» для очистки абгаза по проекту предусмотрена двухступенчатая схема абсорбции в колонне с двумя секциями и доочистка абгаза в четырех адсорберах.

Нижняя секция абсорбера предназначена для очистки абгаза от кислот водным раствором щелочи. По проекту тарелки колпачковые.

Верхняя секция абсорбера предназначена для очистки абгаза от ИПБ полиалкилбензолом (ПАБ). Достоинствами метода абсорбции кумола полиалкилбензолом является то, что ПАБ образуются в цехах в процессе алкилирования бензола пропиленом, а также то, что использование этого метода позволяет вернуть в технологический процесс кумол и ПАБ.

Описание технологической схемы очистки абгаза

Для очистки абгаза по проекту предусмотрена двухступенчатая схема абсорбции в колонне с двумя секциями К-1, К-2 и доочистка абгаза в адсорберах А-1÷А-4. Технологическая схема очистки абгаза от ИПБ и кислот представлена на рис. 8.7 (1 вариант).

Секция абсорбера К-1 предназначена для очистки абгаза от кислот водным раствором щелочи. Исходная газовая смесь (абгаз) при температуре 5 °С поступает по трубопроводу 1 под нижнюю тарелку К-1.

На верхнюю тарелку К-1 насосом Н-4 подается по 3 абсорбент – водный раствор щелочи. Снизу колонны К-1 отбирается абсорбент, который насосом Н-3 по 5 направляется в емкость Е-2, в которой происходит отделение водного раствора щелочи от углеводородной фазы – изопропилбензола (ИПБ), который частично улавливается в К-1. Часть водного раствора щелочи из отстойника Е-2 возвращается в колонну насосом Н-4 по 7 и 3 в виде абсорбента, а избыток по уровню в Е-2 отбирается по 8 в качестве отработанного раствора щелочи. Для подпитки в Е-2 поступает по 4 свежий 10 % водный раствор NaOH. Заданная температура абсорбента, поступающего в К-1, поддерживается в теплообменнике Т-2, охлаждаемом низкотемпературным хладоагентом. Абгаз после очистки в К-1 поступает в абсорбер К-2 по 2.

Секция абсорбера К-2 предназначена для очистки абгаза от ИПБ полиалкилбензолом (ПАБ). Достоинствами метода абсорбции кумола полиалкилбензолом является то, что ПАБ образуются в цехах в процессе алкилирования бензола пропиленом, а также то, что использование этого метода позволяет вернуть в технологический процесс кумол и ПАБ [27-29].

Абгаз после К-1 поступает под нижнюю тарелку абсорбера К-2. На верхнюю тарелку К-2 по 13 насосом Н-2 подается абсорбент – ПАБ. Снизу секции К-2 отбирается ПАБ и по 10 насосом Н-1 направляется в емкость Е-1, в которой происходит отделение от углеводородной фазы воды. Часть ПАБ из отстойника Е-1 по 11 возвращается в секцию К-2 насосом Н-2 в виде абсорбента, а избыток по уровню в Е-1 отбирается в качестве отработанного ПАБ по трубопроводу 15. Для поддержания заданной температуры абсорбента используется теплообменник Т-1, охлаждаемый низкотемпературным хладагентом. Для подпитки в Е-1 поступает свежий ПАБ по 9. Абгаз после очистки в секции К-2 по 14 поступает в сепаратор-каплеуловитель С-1 (рис. 8.7) для снижения количества жидкой фазы, унесенной абгазом с тарелок К-1, К-2.

Абгаз после очистки в секциях абсорбера поступает в адсорберы, из которых три адсорбера находятся в работе, а один аппарат останавливается на регенерацию адсорбента.

Регенерация адсорбента включает три стадии:

- десорбция водяным паром;
- сушка горячим воздухом;
- охлаждение холодным воздухом.

Выполненные расчеты гидродинамических режимов работы тарелок абсорбера показали повышенное гидравлическое сопротивление, высокий унос жидкой фазы с колпачковых тарелок и относительно невысокую эффективность разделения.

В результате для повышения эффективности и снижения затрат энергии в технологической схеме очистки абгазов от изопропилбензола необходимы изменения. Снижение расхода энергии возможно при использовании высокоэффективной насадки «Инжехим» взамен колпачковых тарелок в абсорбере. Это позволит с минимальными затратами на существующем типовом оборудовании глубоко очищать абгазы от кумола, значительно снизить расход электроэнергии и расход водяного пара за счет исключения из схемы адсорберов и необходимости регенерации адсорберов [28, 29].

В верхней секции предложено использовать сегментную регулярную насадку, выполненную в виде набора кольцевых сегментных блоков, которые при сборке плотно заполняют весь рабочий объем колонны. Каждый сегментный блок выполнен в виде пакета из гофрированных листов с перекрестным расположением гофров в смежных листах.

В нижней секции абсорбера предложено использовать нерегулярную насадку «Инжехим 2002». Элемент насадки образован изогнутыми

полосами, смещенными относительно друг друга. Края насадки изогнуты для исключения плотного прилегания отдельных элементов друг к другу. Жидкость, омывающая элементы насадки, сходит преимущественно с них в виде пленки. Пленочный характер стока жидкости с элементов насадки обеспечивает высокие массообменные характеристики насадки при минимальном значении уноса и способствует снижению гидравлического сопротивления (гл. 6).

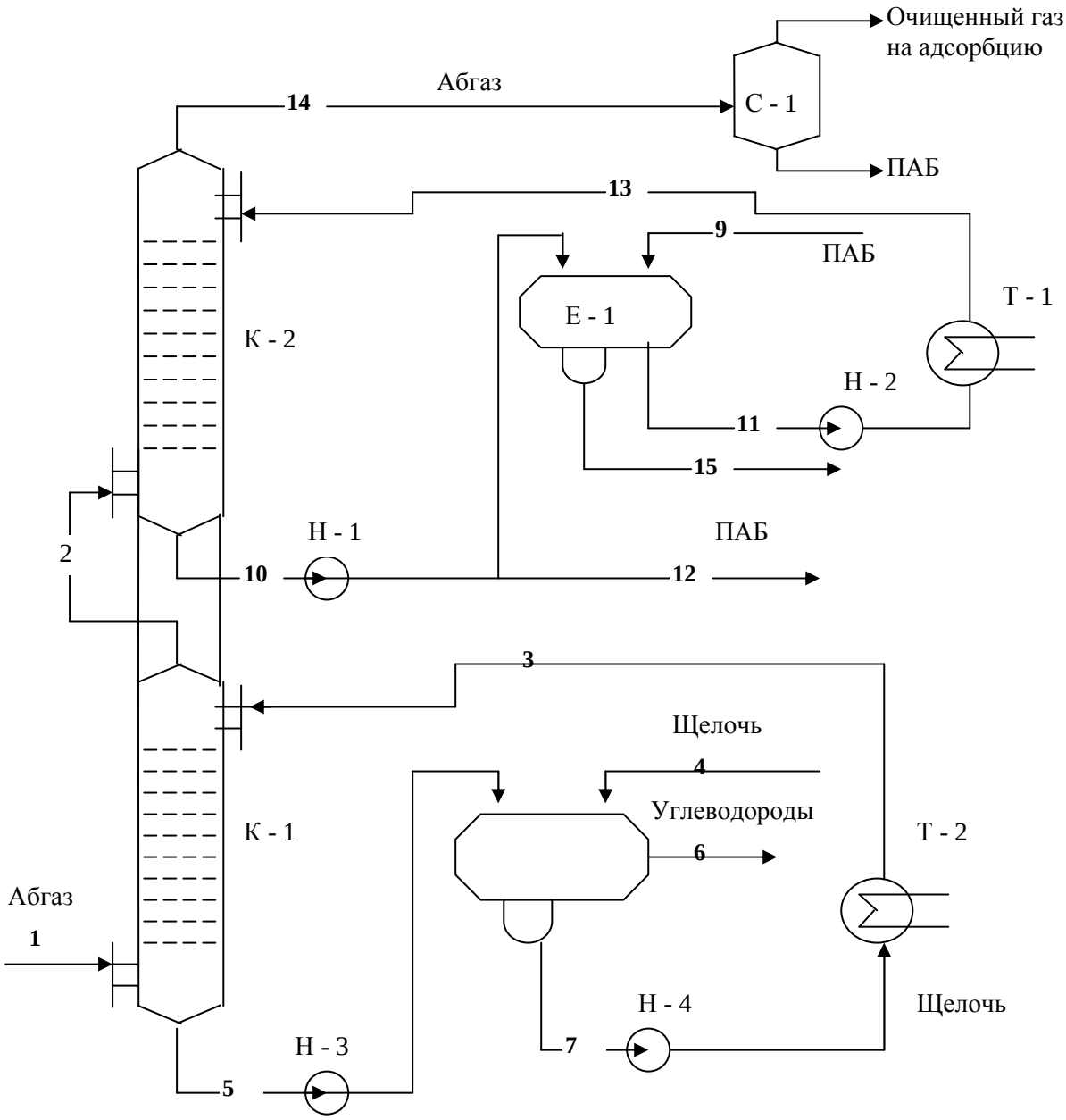


Рис. 8.7. Технологическая схема абсорбционной очистки абгаза от ИПБ и кислот. К-1, К-2 – абсорбционная тарельчатая колонна, Е-1, Е-2 – отстойник, С-1 – сепаратор-каплеуловитель

Расчеты абсорбера с насадочными элементами показывают, что эффективность разделения (очистки газов) повышается на 25–30 % по сравнению с колпачковыми тарелками. Гидравлическое сопротивление абсорбера снижается более чем в три раза. Повышение эффективности абсорбера позволяет исключить вторую стадию очистки абгазов в адсорберах, что дает значительный экономический эффект [28, 29].

На основе представленных научно-технических разработок можно сделать следующие выводы.

Предложена одностадийная энергосберегающая технологическая схема и выбрано аппаратурное оформление с новыми насадками взамен колпачковым тарелкам очистки абгазов. Энергосбережение заключается в исключении второй стадии очистки абгаза в адсорберах за счет повышения эффективности абсорбера с использованием новых насадочных контактных устройств.

В результате достигается экономия водяного пара, который использовался бы для регенерации адсорбентов, в количестве 1357 т/год, что составляет 958 Гкал/год и экономия электроэнергии 160789 кВт·ч/ год.

8.7. Снижение энергозатрат и модернизация установки разделения формальдегид-метанол-водной смеси

Тепломассообменные установки для проведения процессов разделения, совмещенных с химическими реакциями, широко применяются в технологии получения различных веществ.

Выполнена диагностика работы промышленной установки на заводе «Изопрена-мономера» (ИМ-2) ОАО «Нижнекамскнефтехим» при разделении формальдегид-метанол-водной смеси [30–33].

Предложены технические решения по модернизации колонного аппарата с теплообменным оборудованием с целью повышения эффективности тепломассообменного процесса, снижения энергозатрат и повышения эксергетического КПД.

Представлены основные сведения по технологии получения фомальдегида, одного из ключевых компонентов в производстве изопрена. Технологическая схема производства формальдегида приведена на рис. 8.8.

Проведен комплексный анализ термодинамической эффективности технологической схемы (рис. 8.8.) производства формальдегида. Вычислены потери эксергии, тепловой и эксергетический КПД отдельных блоков и аппаратов (табл. 8.14), составлена диаграмма потоков эксергии

(рис. 8.9) и диаграмма потоков теплоты. Проведенный анализ потерь эксергии по стадиям производства показал, что для повышения эффективности производства формальдегида необходимо снизить потери эксергии в блоке разделения ректификационной установки Кт-3З. Для оценки внутреннего термодинамического совершенства рассматриваемых объектов использованы следующие известные критерии эффективности.

1. КПД относительно подведенной эксергии:

$$\eta_e = \frac{\sum E^-}{\sum E^+}, \qquad (8.1)$$

где $\sum E^+$ – суммарная эксергия потоков на входе в систему (подведенная эксергия); $\sum E^-$ – суммарная эксергия потоков на выходе из системы (отведенная эксергия); Е – эксергия потока, $E = (H - H_0) - T_0(S - S_0)$.

2. КПД относительно затраченной эксергии («целевой» КПД):

$$\eta'_e = \frac{\sum \Delta E_{\text{пр}}}{\sum \Delta E_{\text{затр}}} \qquad (8.2)$$

где $\sum \Delta E_{\text{затр}}$ – затраченная эксергия, т.е. убыль некоторых ее видов; $\sum \Delta E_{\text{пр}}$ – произведенная в ходе процесса эксергия, то есть прирост некоторых ее видов.

Для процесса ректификации в установке Кт-3З вычисляют следующие виды эксергии:

1) Эксергия, произведенная при увеличении концентрации формальдегида в кубовом продукте $\Delta E_{\text{ф}}$:

$$\Delta E_{\text{ф}}^{(2)} - \Delta E_{\text{ф}}^{(1)} = n_{\text{ф}}^{(2)} RT_0 \ln\left(\frac{x_{\text{ф}}^{(2)}\gamma_{\text{ф}}^{(2)}}{x_{\text{ф}}^{(1)}\gamma_{\text{ф}}^{(1)}}\right) \qquad (8.3)$$

2) Эксергия, произведенная при увеличении концентрации метанола в дистилляте $\Delta E_{\text{мет}}$:

$$\Delta E_{\text{мет}}^{(3)} - \Delta E_{\text{мет}}^{(1)} = \Delta E_{\text{мет}} = n_{\text{мет}}^{(3)} RT_0 \ln\left(\frac{x_{\text{мет}}^{(3)}\gamma_{\text{мет}}^{(3)}}{x_{\text{мет}}^{(1)}\gamma_{\text{мет}}^{(1)}}\right). \qquad (8.4)$$

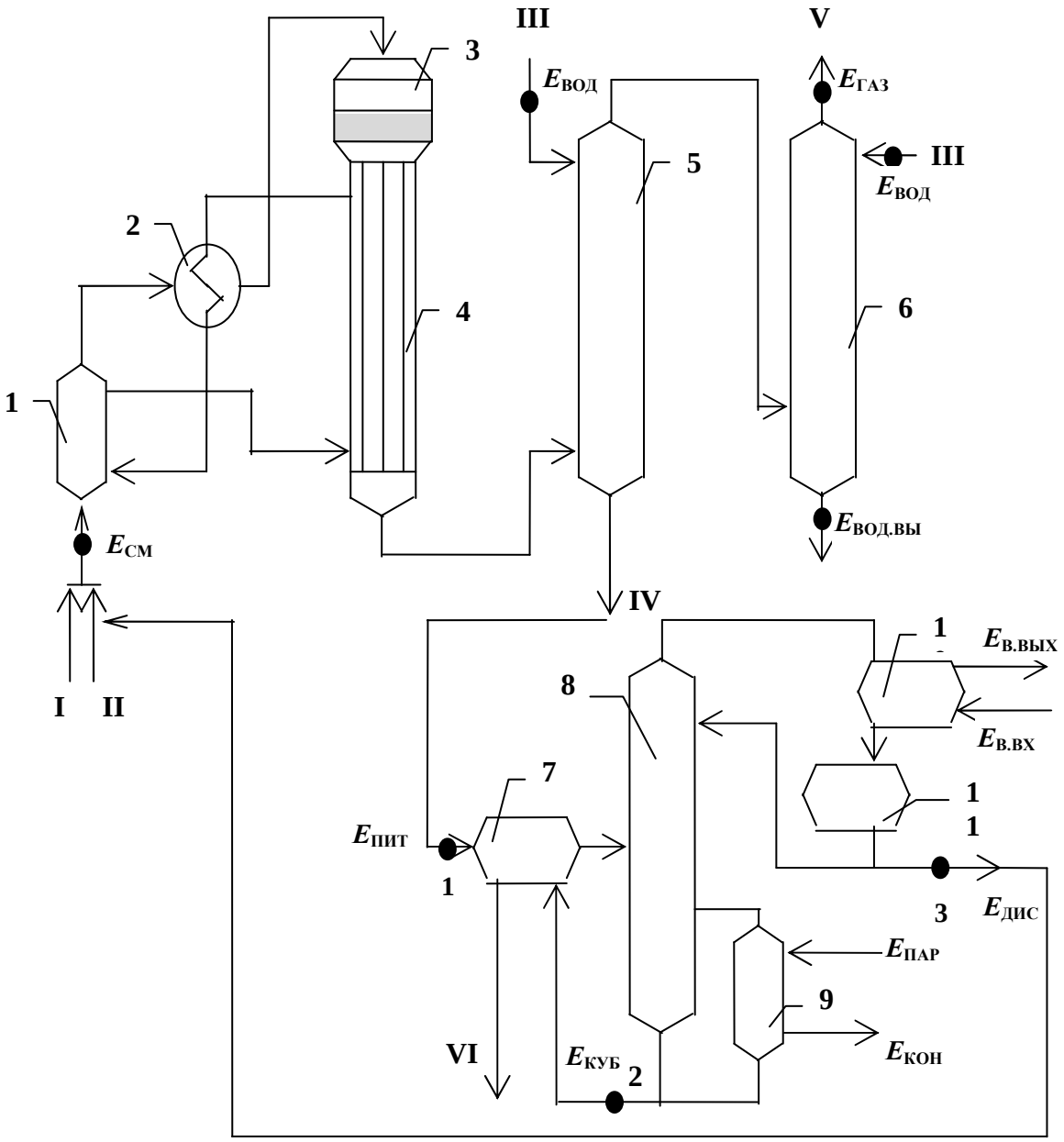


Рис. 8.8. Схема производства формальдегида из метилового спирта. 1 – испаритель; 2 – перегреватель; 3 – реактор; 4 – подконтактный холодильник; 5 – абсорбер; 6 – скруббер; 7 – теплообменник Т-32; 8 – колонна обезметаноливания Кт-33; 9 – кипятильник Т-34; 10 – дефлегматор Т-35; 11 – флегмовая емкость Е-36; I – воздух; II – водный метиловый спирт; III – вода; IV – формальдегид-метанол- водная смесь; V – газы; VI – формальдегид- водная смесь.

В уравнениях (8.3), (8.4) верхние индексы (1), (2), (3) при E, n, x обозначают точки, показанные на рис. 8.8. Здесь x – концентрация в жидкой фазе; n – число молей.

3) Увеличение термической эксергии какого-либо из компонентов жидкой фазы $\Delta E_{\text{ф.т}}$, $\Delta E_{\text{мет.т}}$:

$$\Delta E_{\text{ф.т}} = \Delta E_{\text{ф.т}}^{(2)} - \Delta E_{\text{ф.т}}^{(1)} = n_{\text{ф}}^{(2)} c_{\text{р}} \left[\left(T^{(2)} - T^{(1)} \right) - T_0 \ln \left(\frac{T^{(2)}}{T^{(1)}} \right) \right] \qquad (8.5)$$

$$\Delta E_{\text{мет.т}} = \Delta E_{\text{мет.т}}^{(3)} - \Delta E_{\text{мет.т}}^{(1)} = n_{\text{мет}}^{(3)} c_{\text{р}} \left[\left(T^{(3)} - T^{(1)} \right) - T_0 \ln \left(\frac{T^{(3)}}{T^{(1)}} \right) \right]. \qquad (8.6)$$

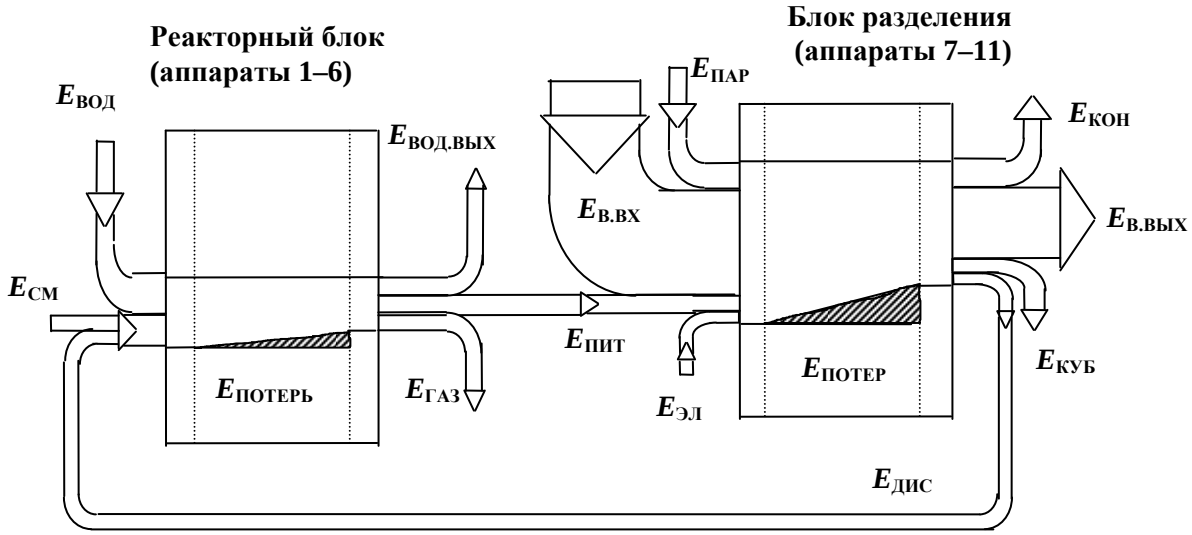


Рис. 8.9. Диаграмма потоков эксергии в производстве формальдегида: $E_{\text{см}}$, $E_{\text{вод}}$, $E_{\text{вод.вых}}$, $E_{\text{газ}}$ – эксергия исходной спирто-воздушной смеси, эксергия воды на входе в реакторный блок, эксергия воды на выходе из реакторного блока, эксергия отходящих газов, соответственно; $E_{\text{пар}}$, $E_{\text{в.вх}}$, $E_{\text{пит}}$, $E_{\text{эл}}$, $E_{\text{кон}}$, $E_{\text{в.вых}}$, $E_{\text{куб}}$, $E_{\text{дис}}$ – эксергия пара, эксергия воды на входе в установку Кт-3З, эксергия потока питания, эксергия электроэнергии, эксергия конденсата, эксергия воды на выходе из установки Кт-3З, эксергия кубовой жидкости, эксергия дистиллята, соответственно.

Таблица 8.14. Результаты расчета термодинамической эффективности производства формальдегида

Название блока	Потери эксергии, %	Тепловой КПД, %	Эксергетический КПД, %
Реакторный блок (аппараты 1-6)	41	97,5	47
Блок разделения – ректификационая установка Кт-33 (аппараты 7-11)	59	93	12,6

В уравнениях (8.5), (8.6) принято, что $c_{\text{р}} = \text{const}$.

До начала расчета КПД необходимо определить знак величин $\Delta E_{\text{ф}}$, $\Delta E_{\text{мет}}$, $\Delta E_{\text{ф.т}}$ и $\Delta E_{\text{мет.т}}$, так как если какая-либо из величин $\Delta E < 0$, то она в виде затрат эксергии войдет в знаменатель уравнения (8.7) (с обратным знаком).

Затраты эксергии тепла равны:

$$\Delta E_Q = \left(E_{\text{пар}} + E_{\text{в.вх}}\right) - \left(E_{\text{кон}} + E_{\text{в.вых}}\right). \qquad (8.7)$$

В результате эксергетического анализа [33] установлена необходимость снижения потерь эксергии путем совершенствования процесса. Одним из способов повышения эксергетического КПД промышленных аппаратов является повышения интенсивности тепломассообмена.

Для выбора вариантов модернизации установки использовался алгоритм моделирования реакционно-ректификационного процесса в тарельчатом колонном аппарате Кт-33 (гл. 1). Потарелочный расчет применялся для определения профиля концентраций и температур по высоте колонны с учетом матрицы эффективностей для многокомпонентного реакционно-ректификационного процесса при различных конструктивных и режимных параметрах.

На каждой тарелке в жидкой фазе протекают реакции:

$$CH_2O + H_2O \underset{k_{dw}}{\overset{k_{aw}}{\rightleftarrows}} \underset{\text{метиленгликоль}}{HO(CH_2O)H},$$

$$CH_2O + CH_3OH \underset{k_{дм}}{\overset{k_{ам}}{\rightleftarrows}} \underset{\text{гемиформаль}}{HO(CH_2O)CH_3},$$

$$2CH_2O + H_2O \xrightarrow{k_{acid}} \underset{\text{мур.кислота}}{HCOOH} + CH_3OH$$

Выполнено моделирование процесса тепломассопереноса на колпачковых тарелках и рассчитан вектор-столбец эффективностей.

На основе потарелочного расчета колонны Кт-33 выполнен анализ работы установки. Получено удовлетворительное согласование с данными производства. Установлено, что работа колонны без модернизации удовлетворяет требуемому качеству разделения при нагрузках от 16 до 32 т/ч. Действующая колонна не обеспечивает требуемое качество разделения при повышенных нагрузках.

Рассмотрены методы интенсификации тепломассообмена для снижения эксергетических потерь в промышленной установке [30–33].

Существенное влияние на распределение пара в барботажном слое оказывает градиент уровня жидкости на тарелке. В результате этого колпачки у сливной планки работают с большей нагрузкой по пару. Одним из способов перераспределения потока пара в колонне является увеличение сопротивления колпачков, расположенных у сливной планки. Для этого на ряд колпачков у сливной планки устанавливается металлическое кольцо, закрывающее верхнюю часть прорезей. В результате более равномерного распределения потока пара эффективность разделения повышается. Для колпачковых тарелок существуют области повышенных скоростей течения у боковых стенок царги. Для уменьшения потока байпасирующей жидкости на тарелке предлагается установить поперечные перегородки, препятствующие движению жидкости у стенок колонны. Это позволяет выровнить профиль скорости жидкости и увеличить интенсивность тепломассопереноса в двухфазном потоке.

Предложенная модернизация повышает эффективность разделения смеси на контактных устройствах и позволяет снизить расход флегмы и, как следствие, расход греющего пара в кипятильнике. Годовой экономический эффект при этом составит 1,5–2 млн руб. Кроме этого, предложенная модернизация позволит повысить эксергетический КПД установки с 12,6 % до 15,3 % и добиться требуемой степени разделения смеси при нагрузке по питанию до 40 т/ч.

В кубовой части колонны и в зоне интенсивного поверхностного нагрева в кипятильнике длительное пребывание формалина приводит к образованию заметных количеств муравьиной кислоты. В связи с этим возникают следующие проблемы:

1. Значительная концентрация кислоты в растворе, соприкасающемся с низколегированной сталью, вызывает ее коррозию. При этом выходит из строя кипятильник колонны и его необходимо заменять.

2. Для некоторых производств требуется формальдегид-водная смесь с содержанием муравьиной кислоты не более 0,02–0,03 %.

В данной работе предлагается уменьшить скорость реакции образования муравьиной кислоты путем уменьшения времени пребывания парожидкостной смеси в кипятильнике. Последнее возможно за счет модернизации кубовой части колонны (установка дополнительных перегородок), обеспечивающей более активную циркуляцию жидкости через кипятильник.

Предложенная модернизация установки Кт-33 позволит повысить ее энергетические показатели эффективности работы (табл. 8.15).

Таблица 8.15. Термодинамические характеристики установки до и после модернизации

Вариант установки	Потери эксергии, мВт	Тепловой КПД, %	Эксергетический КПД, %
До модернизации	2,75	93	12,6
После модернизации	2,15	94	15,3

Литература к восьмой главе

1. **Лаптев А.Г.** Модернизация отпарной колонны углеводородного конденсата / А.Г. Лаптев, Э.Р. Зверева, К.В. Марамыгин //

Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2003. – С. 94-97.

2. **Лаптев А.Г.** Оптимизация энергозатрат при получении бензола / А.Г. Лаптев, Э.Р. Зверева, К.В. Марамыгин // Радиоэлектроника, электротехника и энергетика: сб. тр. XII междунар. науч.-техн. конф. – М., 2006. – С. 234-236.

3. **Клименко А.П.** Получение этилена из нефти и газа / А.П. Клименко. – М.: Гостоптехиздат, 1962. – 236 с.

4. **Елизаров В.В.** Технология проектирования тарельчато-насадочных аппаратов разделения водных растворов: Дис. … канд. техн. наук / В.В. Елизаров. – Казань: КГТУ, 2004.

5. **Дьяконов С.Г.** Реконструкция установки и моделирование процесса разделения водогликолевого раствора / С.Г. Дьяконов, В.В. Елизаров, М.И. Фарахов // Изв. вузов. Химия и химическая технология. – 2003. – Т.46. – Вып.5. – С. 148-151.

6. **Дьяконов Г.С.** Разработка контактных устройств вакуумной колонны получения моноэтиленгликоля / Г.С. Дьяконов, М.Х. Ясавеев, А.Г. Лаптев // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2002. – С. 154-158.

7. **Фарахов М.И.** Насадочные контактные устройства для массообменных колонн / М.И. Фарахов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Химическая техника. – 2009. – №2. – С. 4-5.

8. **Фарахов М.И.** Энергосбережение на установке разделения этаноламинов / М.И. Фарахов, Е.А. Лаптева // Изв. вузов Проблемы энергетики. – 2008. – № 7-8. – С. 133-137.

9. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности ректификационных колонн в производстве этаноламинов / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Н.Г. Минеев и др. // Химическая промышленность. – 2007. – № 7. – С. 354-360.

10. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности ректификационной установки разделения этаноламинов / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, Е.А. Лаптева, М.И. Фарахов // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2005. – С. 104-109.

11. **Лаптева Е.А.** Энергосбережение на теплотехнологической установки разделения этаноламинов: Дис. … канд. техн. наук / Е.А. Лаптева. – Казань: КГЭУ, 2009.

12. **Нуртдинов С.Х.** Фенол. Свойства. применение. Методы получения: Учеб. пособие / С.Х. Нуртдинов, Р.Б. Султанова, Р.А. Фаррутдинова. – Казань: КГТУ, 2005.

13. **Харлампович Г.Д.** Фенолы / Г.Д. Харлампович, Ю.В. Чиркин. – М.: Химия, 1974.

14. **Бардик Д.Л.** Нефтехимия / Д.Л. Бардик, У.Л. Леффлер. – М.: ЗАО «Олимп-Бизнес», 2005.

15. **Кудряшов В.Н.** ОАО «Казаньоргсинтез»: вчера, сегодня, завтра / В.Н. Кудряшов // «Передовые технологии и перспективы развития ОАО «Казаньоргсинтез»»: междунар. юбилейная науч.-практ. конф. – Казань, 2008. – С. 9-11.

16. **Кудряшов В.Н.** Основные направления развития ОАО «Казаньоргсинтез» / В.Н. Кудряшов // Сб. трудов Юбилейной науч.-практ. конф., посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». – Казань, 2003. – С. 3-10.

17. **Лаптев А.Г.** Совместные научно-технические разработки инженерно-внедренческого центра «Инжехим» с ОАО «Казаньоргсинтез» / А.Г. Лаптев, В.Н. Кудряшов, М.С. Габутдинов и др. // Сб. трудов Юбилейной науч.-практ. конф. посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». – Казань, 2003. – С. 254-259.

18. **Лаптев А.Г.** Высокоэффективные насадочные элементы для аппаратов разделения / А.Г. Лаптев, В.Н. Кудряшов, М.С. Габутдинов // Сб. трудов Юбилейной науч.-практ. конф. посвященной 40-летию ОАО «Казаньоргсинтез». – Казань, 2003. – С. 272-304.

19. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности ректификационных колонн получения фенола и ацетона / А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Тепломассобменные процессы и аппараты химической технологии: Сб. науч. тр. – Казань: КГТУ, 2005. – С. 9-15.

20. **Башаров М.М.** Энергосбережение в производстве фенола / М.М. Башаров, А.Г. Лаптев // Вестник Казанск. гос. энергет. ун-та. – 2010. – № 3. – С. 8–14.

21. **Соколов Р.С.** Химическая технология / Р.С. Соколов. – М.: Владос, 2000. – Т.2.

22. **Островский Ю.В.** Абсорбционно-каталитическое обезвреживание газового выброса стерилизационных камер / Ю.В. Островский, Г.М. Заборцев, А.И. Николаев, Ж.Х. Эпоян, И.В. Лазаренко, Н.Н. Клопов // Экология и промышленность России. – Сентябрь, 2006. – С. 42-43.

23. **Абалонин Б.Е.** Основы химических производств: Учеб. пособие / Б.Е. Абалонин, И.М. Кузнецова, Х.Э. Харлампиди. – М.: Химия, 2001.

24. **Махнин А.А.** Абсорбционная очистка паровоздушных смесей от органических соединений / А.А. Махнин // Экология и промышленность России. – Февраль, 2006. – С. 4-7.

25. **Серпинова Е.Н.** Промышленная адсорбция газов и паров: Учеб. пособие / Е.Н. Серпинова. – М.: Высш. шк., 1969.

26. **Зиганшин М.Г.** Теоретические основы пылегазоочистки: Учеб. пособие / М.Г. Зиганшин. – Казань: КГАСУ, 2005.

27. **Афонин А.В.** Исследование очистки абгазов от кумола на пилотной установке / А.В. Афонин, К.Р. Рамазанов, А.Г. Лаптев // Тепломассообменные процессы и аппатары химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 2003. – С. 41-45.

28. **Лаптев А. Г.** Повышение эффективности и энергосбережение при очистке абгазов от кумола в производстве фенола / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, М.М. Башаров // Тр. Академэнерго КНЦ РАН. – 2008. – №3. – С.36-39.

29. **Лаптев А.Г.** Повышение эффективности очистки абгазов от кумола в производстве фенола / А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, М.М. Башаров // Междунар. юбилейная науч.-практич. конф. «Передовые технологии и песпективы развития ОАО «Казаньоргсинтез»». – Казань, 2008. – С. 104-107.

30. **Карпеев С.В.** Снижение энергозатрат и модернизация установки разделения формальдегид-метанол-водной смеси: Автореф. дис. … канд. техн. наук / С.В. Карпеев. – Казань: КГЭУ, 2001.

31. **Лаптев А.Г.** Определение разделительной способности колонны при ректификации совмещенной с химической реакцией / А.Г. Лаптев, В.А. Данилов, С.В. Карпеев // Тепло- и массообмен в хим. технол: Тез. докл. Всерос. науч. конф. – Казань, 2000. – С. 114-115.

32. **Daniliov V.A.** Determination of Efficiency of aTray on Multicomponent Reactive Distillation / V.A. Daniliov, A.G. Laptev, S.V. Karpeev, A. Vogelpohi //Chem. Ing. Tech, 2001, V.73, 6. – P.651.

33. **Лаптев А.Г.** Снижение энергозатрат и реконструкция тепло- и массообменной установки в производстве изопрена-мономера / А.Г. Лаптев, В.А. Данилов, Н.Г. Минеев, С.В. Карпеев // Изв. вузов «Проблемы энергетики». – КГЭУ. – 2001. – №9-10. – С. 68-76.

ГЛАВА 9

МОДЕРНИЗАЦИЯ КОЛОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ С ЦЕЛЬЮ ВЫПУСКА НОВОЙ ПРОДУКЦИИ

В условиях изменения спроса на продукцию и различия в цене между сырьем и чистыми компонентами становится целесообразным увеличить глубину переработки сырья. Для этого требуется дополнительное оборудование.

Проектирование и строительство новых производств характеризуется значительными затратами материальных средств и времени. Поэтому актуальными становятся задачи по использованию существующего колонного оборудования для выпуска новой продукции, имеющей спрос у потребителя.

В данной главе рассмотрены варианты модернизации установок разделения многокомпонентных смесей на Сургутском ЗСК (заводе стабилизации конденсата) с целью выпуска новой продукции [1-12] (см. литературу во введении).

9.1. Установка стабилизации

Сургутский завод стабилизации конденсата спроектирован для переработки смеси деэтанизированного газового конденсата и нефти в соотношении 9:1, которая поступает по продуктопроводу Уренгой-Сургут. На колоннах стабилизации из этой смеси выделяют широкую фракцию легких углеводородов (ШФЛУ) и стабильный конденсат, который направляется на установку моторных топлив (УМТ). ШФЛУ направляется на газофракционирующую установку (ГФУ), состоящую из блока извлечение изопентана (БИИ) и установку получения пропана (УПП).

ГФУ представляет собой один технологический процесс, состоящий из трех последовательных стадий:

- выделение из ШФЛУ пропан-бутановой фракции;
- разделение тяжелой части ШФЛУ и получение товарного изопентана;
- получение из пропан-бутановой фракции товарного пропана и бутан-изобутановой фракции.

Существующий блок ГФУ обеспечивает получение товарных изопентана и пропана марки «Б» и полупродуктов: пентан-гексановую и бутан-изобутановую фракции.

Улучшение экономических показателей работы ЗСК и расширение рынка сбыта готовой продукции требует повышения качества товарной продукции и расширения ее ассортимента. Для этого необходимо получать изопентан и пропан не ниже марки «А», а также наладить выпуск товарных изобутана и н-бутана марки «А» и «высшей».

Получение пропана марки «А» на существующем колонном оборудовании сдерживается высоким содержанием этана (0,7-0,85 % масс.) в исходном сырье ЗСК. На ЗСК для снижения содержания этана в товарном пропане до 4 % масс. осуществляют сдувку газовой фазы в топливную линию из флегмовых емкостей стабилизаторов, дебутанизаторов и колонн получения пропана. Это приводит к значительным потерям фракций C_3, C_4.

Для снижения этих потерь и повышения качества товарного пропана необходимо дополнить существующее оборудование блоком дополнительной деэтанизации исходного сырья–нефтегазовой смеси.

В данном разделе рассматриваются варианты использования колонного оборудования существующего блока стабилизации конденсата Сургутского ЗСК для получения изопентана и пропана не ниже марки «А», производства товарных изобутана и н-бутана марки «А» и «высшей», а также подготовки из верхнего продукта К-3 УМТ сырья для изомеризации.

Возможны два основных пути повышения эффективности разделения смесей и производительности массообменных колонн: технологический – путем изменения существующей схемы разделения и выбора оптимальных режимных параметров работы аппаратов; конструктивный – путем изменения конструкции контактных устройств.

Стабилизации нефтегазовой смеси осуществляется на семи технологических линиях, оснащенных однотипными колоннами.

Работу установки стабилизации рассмотрим на примере УСК-2, которая состоит из двух технологических линий, работающих параллельно (рис. 9.1).

Стабилизатор (рис. 9.1) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения, внутри которого расположены 38 массообменных ситчатых тарелок с перекрестным сливом. В верхней части колонны – 19 четырехпоточных тарелок диаметром 2600 мм, в нижней части – стабилизационной – 19 шестипоточных, диаметром 3200 мм. Процесс ректификации происходит при давлении 0,6–1,4 МПа и температуре: куба – не более 250 °С, верха – не более 150 °С.

Нагретая нефтегазовая конденсатная смесь (НГК–смесь) поступает в среднюю часть стабилизатора. Пары ШФЛУ с верха колонны направляются в воздушные холодильники, где охлаждаются, конденсируются и поступают в емкость орошения. Вывод несконденсированных газов осуществляется в факельную линию либо на Сургутский газоперерабатывающий завод. ШФЛУ из флегмовой емкости насосом откачивается в резервуарный парк. Часть ШФЛУ из емкости поступает в стабилизатор в качестве холодного орошения для регулирования температуры верха колонны.

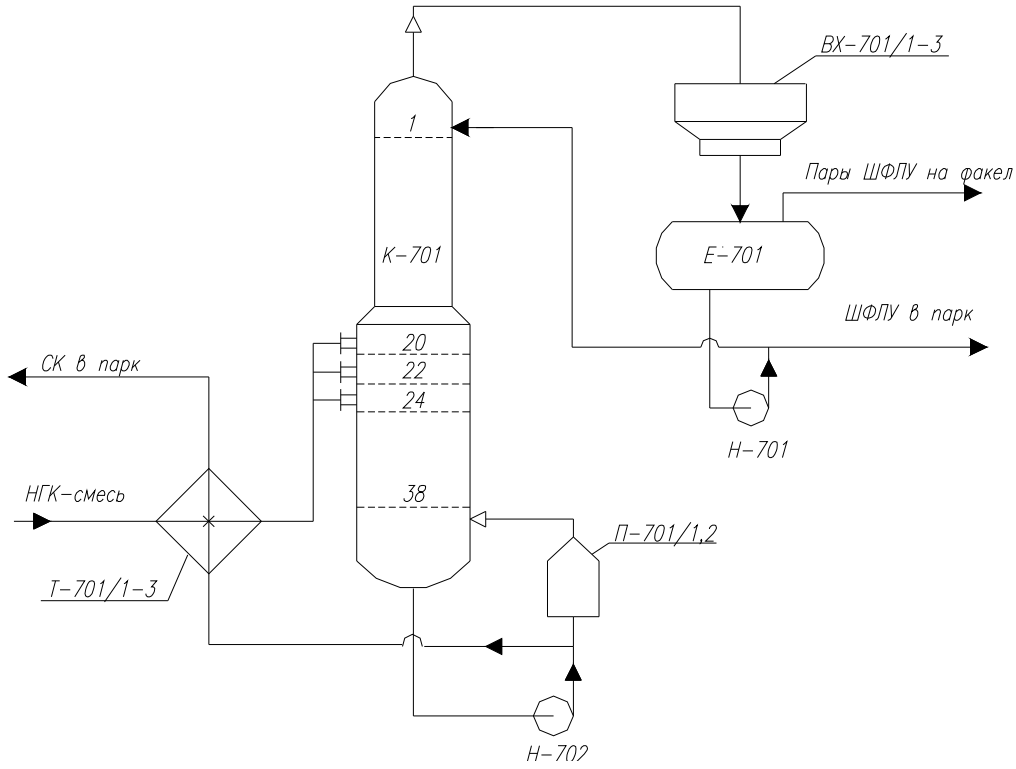


Рис. 9.1. Технологическая схема установки стабилизации НГК

Из куба стабилизатора выводится стабильный конденсат с температурой до 250 °С, который последовательно проходит межтрубное пространство теплообменников-рекуператоров, где отдает тепло НГК–смеси и выводится после доохлаждения с установки. Подвод тепла в куб стабилизатора производится циркуляцией части кубовой жидкости через огневой подогреватель, которая возвращается в колонну в виде «горячей струи».

Проведена диагностика работы действующей колонны стабилизации К-701. Рассмотрена работа 6-й и 7-й линии за периоды с 1.03. по 14.03. 98 года, с 1.10. по 30.10. 98 года и с 15.07. по 15.08. 99 года. Диапазон

нагрузок по нефтегазоконденсатной смеси составлял от 160 до 250 м^3/ч. За рассмотренный период эффективность тарелок верхней секции составляет 0,25, для нижней секции – 0,2.

С целью увеличения эффективности разделения рассмотрен вариант модернизации тарелок колонны стабилизации, который заключается в установке дополнительных элементов на каждой тарелке. Это позволит улучшить гидродинамику барботажного слоя, снизить унос жидкой фазы и повысить эффективность разделения за счёт создания дополнительной зоны контакта фаз. Реализация этого варианта модернизации тарелок колонны стабилизации позволит разделять от 408 до 552 м^3/ч НГК-смеси. Максимальный расход НГК зависит от её состава. Исследовано влияние содержания компонентов C_6 и выше на максимальную производительность стабилизатора (рис. 9.2). Изменение состава C_6 и выше в питании от 65 % до 49 % приводит к снижению максимальной нагрузки с 552 до 408 м^3/ч. Лимитирует пропускную способность К-701 по нагрузке узкая часть колонны, диаметром 2,6 м. Данная нагрузка на колонну в указанном диапазоне максимального расхода питания возможна при увеличении тепловой нагрузки на печь до 24 Гкал/ч, установке дополнительных теплообменников для подогревания исходной смеси и увеличении площади дефлегматоров.

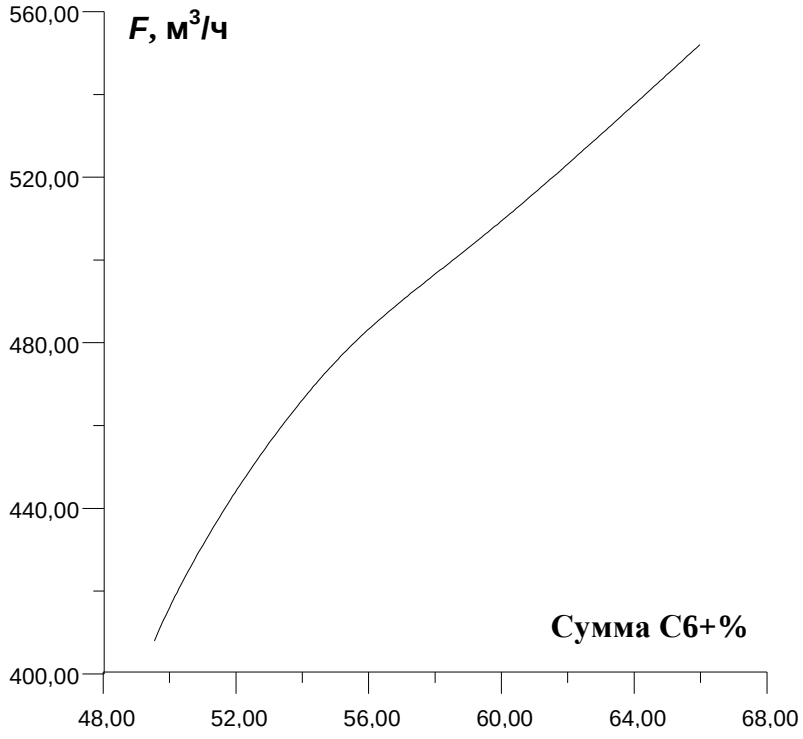


Рис. 9.2. Влияние состава НГК–смеси на максимальную производительность колонны стабилизации

Повышение производительности колонны К-701 возможно за счёт замены барботажных тарелок в верхней части на новые высокоэффективные контактные устройства. В этом случае производительность колонны может быть дополнительно увеличена на 20-30 % по сравнению с тарельчатым вариантом.

9.2. Использование колонны стабилизации в качестве деэтанизатора

В результате расчетов, выполненных по уравнениям математических моделей, установлено, что максимальная производительность колонны изменяется от 408 до 552 $м^3$/ч по исходному сырью и зависит от состава НГК – смеси (рис. 9.2). Реально на технологических линиях стабилизации конденсата с 1 по 5 производительности не превышают 120 $м^3$/ч, а 6, 7 линий – 240 $м^3$/ч. Повышение производительности колонн стабилизации сдерживается техническими возможностями теплообменного оборудования установок. Реконструкция печей, с помощью которых подводится тепло в колонны стабилизации, позволит сократить количество необходимых технологических линий стабилизации конденсата до трех. Освободившуюся колонну стабилизации конденсата можно использовать для дополнительной деэтанизации исходного сырья.

Проведено моделирование работы К-701 в качестве деэтанизатора и исследована возможность использования колонны стабилизации для дополнительной деэтанизации НГК–смеси. В табл. 9.1 представлен состав НГК–смеси, которая подается на дополнительную деэтанизацию.

Технологическая схема установки дополнительной деэтанизации на базе колонны стабилизации идентична рис.9.1. Исходная НГК–смесь после теплообменников поступает на 20-ю тарелку деэтанизатора с температурой 70–110 °С. Пары этан-пропановой фракции с верха колонны направляются в парциальный холодильник-дефлегматор, где частично конденсируются и поступают в емкость орошения. Несконденсировавшиеся газы выводятся в виде сдувки в факельную линию либо на Сургутский газоперерабатывающий завод. Из куба деэтанизатора выводится НГК–смесь, которая направляется на тарелку питания колонны стабилизации.

Подвод тепла в куб деэтанизатора может осуществляться по следующим вариантам:

1) в виде горячей струи, поступающей из печи;

2) вновь установленным выносным кипятильником, работающем на греющем водяном паре;

3) использовать тепло кубового продукта колонны стабилизации.

Таблица 9.1. Состав питания, масс. доли

Компонент	Состав, масс. доли
Фракция свыше 320	5,240551E-02
Фракция 300–320	2,511665E-02
Фракция 280–300	1,373194E-02
Фракция 260–280	5,926703E-03
Фракция 240–260	1,076709E-02
Фракция 220–240	1,055009E-02
Фракция 200–220	1,262812E-02
Фракция 190–200	1,262812E-02
Фракция:180-190	3,466311E-02
Фракция С10	3,087165E-02
Фракция С9	5,250368E-02
Фракция С8	7,599615E-02
Фракция С7	7,214447E-02
Фракция С6	0,0851667
Н-пентан	0,0852
Изопентан	0,0874
Н-бутан	0,1208
Изо-бутан	0,0874
Пропан	0,1156
Этан	0,0085

Давление в деэтанизаторе зависит от технических возможностей узла дефлегмации. На рис. 9.3 показано влияние давления в кубе деэтанизатора на расход сдувки газовой фазы из флегмовой емкости при температуре дефлегмации 42 °С. Снижение давления в кубе колонны с 26,5 до 11 кгс/см^2 приводит к увеличению расхода сдувки с 4,14 до 26,86 т/ч и как следствие возрастают потери пропановой фракции.

На рис. 9.4 показано влияние давления в кубе деэтанизатора на температуру дефлегмации при расходе сдувки ≈ 4,2 т/ч. Снижение давления в кубе деэтанизатора с 26,5 до 11 кгс/см^2 приводит к изменению температуры дефлегмации с 42 до 6,5 °С.

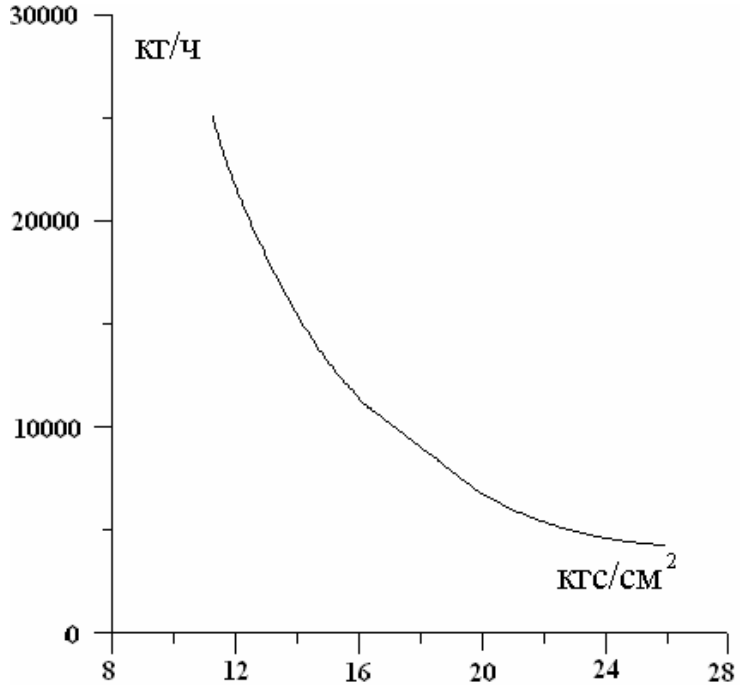


Рис. 9.3. Влияние давления в кубе деэтанизатора на расход сдувки из флегмовой емкости. Температура дефлегмации 42°С

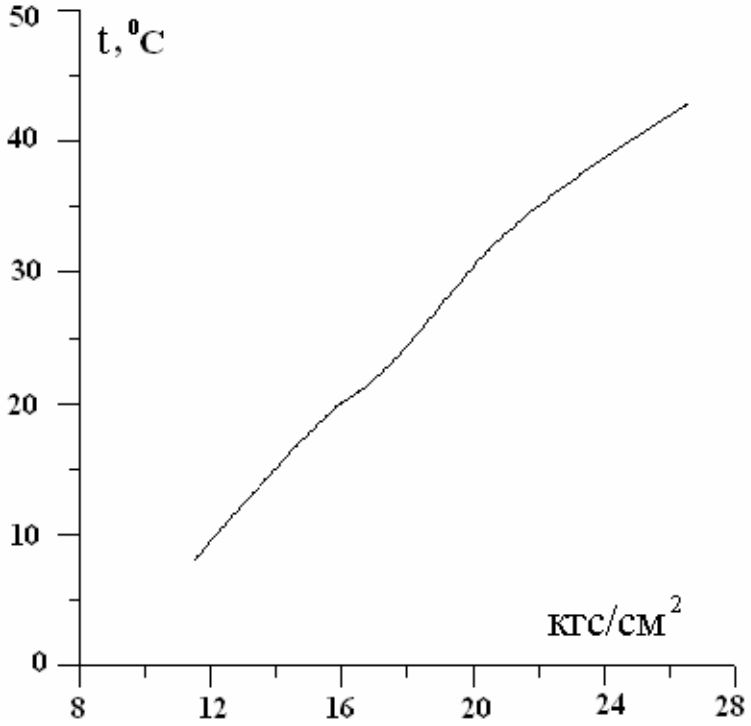


Рис. 9.4. Влияние давления в кубе деэтанизатора на температуру дефлегмации. Расход сдувки из флегмовой емкости 4200 кг/ч

Рабочее давление в колонне стабилизации не должно превышать 18 кгс/см^2. Поэтому для эксплуатации колонны стабилизации в летнее время необходимо предусмотреть дополнительный контур дефлегмации захоложенной водой или пропановый холодильник (изотерма 0 °С). При температуре окружающего воздуха ниже +10 °С возможно использование существующих аппаратов воздушного охлаждения.

9.3. Модернизация колонн стабилизации для разделения бутановой фракции

Рассмотрено применение колонн блока стабилизации газового конденсата для извлечения изобутана из бутановой фракции на Сургутском ЗСК [2]. По результатам выполненных расчетов предлагаются несколько вариантов реконструкции колонн стабилизации для разделения бутан-изобутановой фракции. Реализация одного из предложенных вариантов реконструкции колонн стабилизации позволит получать на существующем оборудовании товарный изобутан и н-бутан.

Исходная смесь может содержат значительное количество пропана (0,85 % масс.) и компонентов C_5 и выше (2,57 % масс.). Поэтому для разделения этой смеси рассмотрен вариант сложной разрезной колонны, состоящей из двух и трех секций (рис. 9.5, 9.6). В качестве секций К-1/1, К-1/2 и К-1/3 применяются колонны стабилизации конденсата. Товарный изобутан и н-бутан предлагается отбирать боковыми отборами через существующие штуцера колонн.

Отбор пропановой фракции осуществляется в паровой фазе из флегмовой емкости. Пентан-бутановая фракция отбирается из куба колонны К-1/2 при двухколонном варианте или из куба К-1/3 для варианта из трех колонн.

Колонные аппараты проектировались для разделения других смесей, поэтому одной их проблем при работе данных колонн с повышенной нагрузкой является значительный унос жидкой фазы паровым потоком, что существенно снижает эффективность разделения смеси. Кроме этого, ситчатые тарелки в данных колоннах имеют ряд недостатков, связанных с распределением жидкой фазы. Поэтому при работе с повышенными нагрузками требуется модернизация тарелок, а в ряде случаев замена на новые контактные устройства.

По результатам выполненных расчетов предлагаются следующие варианты реконструкции колонн стабилизации газового конденсата для разделения бутан-изобутановой фракции.

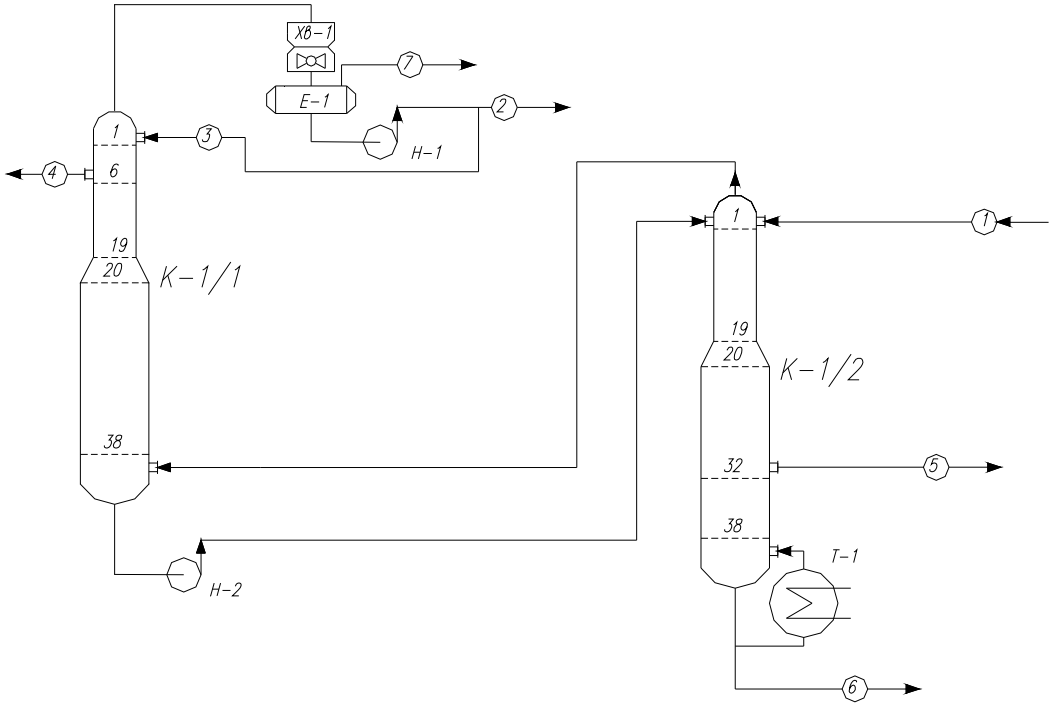


Рис. 9.5. Технологическая схема разделения бутан-изобутановой фракции (2 колонны)

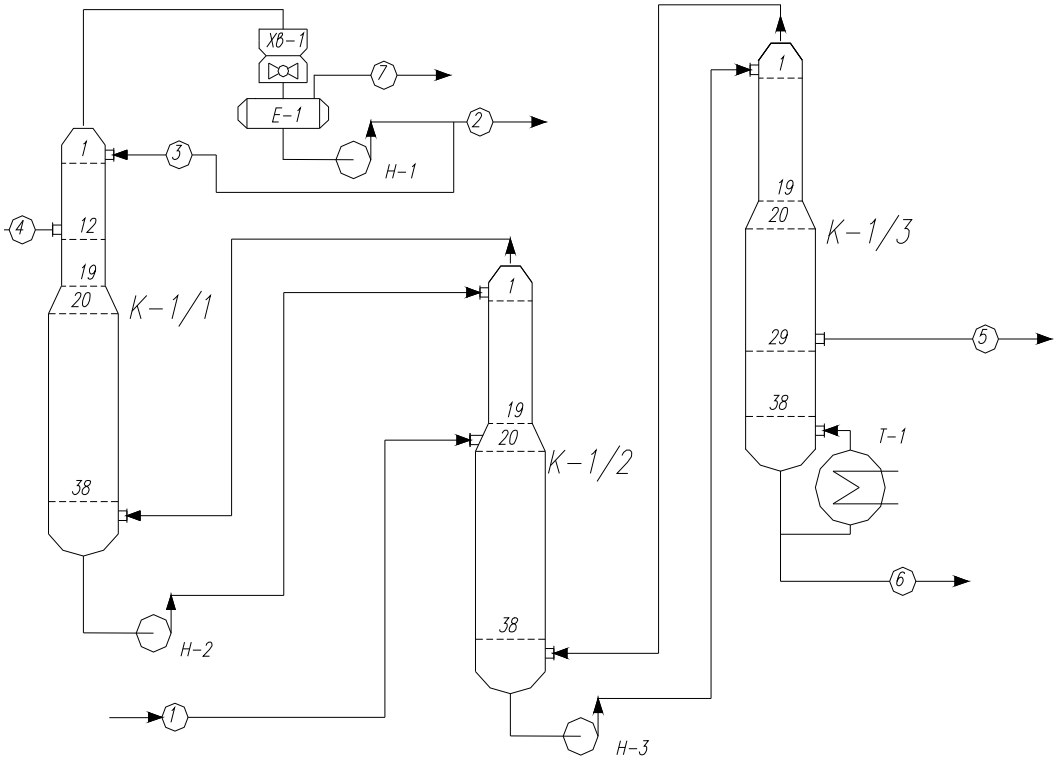


Рис. 9.6. Технологическая схема разделения бутан-изобутановой фракции (3 колонны)

Двухсекционный вариант разрезной колонны

Первый вариант использования колонн стабилизации предполагает применение существующих тарелок без модернизации контактных устройств. Этот вариант не позволяет получить изобутан и н-бутан марки А.

Второй вариант реконструкции колонных аппаратов заключается в минимальной модернизации контактных устройств – ситчатых тарелок. За счет установки дополнительных элементов на каждой тарелке обеспечивается лучшая гидродинамика барботажного слоя, снижается унос жидкой фазы и повышается эффективность разделения. При производительности по сырью от 22 до 35 т/ч будут получены изобутан и н-бутан марки А.

Третий вариант реконструкции заключается в замене тарелок и в организации двух секций по 3 м и 5 м с новыми насадочными элементами в верхней части колонны К-1/1. В колонне К-1/2 организуется два слоя насадки по 4,5 м. Объем насадки – 90 м^3. Остальные тарелки (колонн К-1/1, К-1/2) модернизируются по второму варианту. При производительности от 22 до 46 т/ч будут получены изобутан и н-бутан марки А.

Трехсекционный вариант разрезной колонны

Первый вариант использования колонн стабилизации предполагает применение существующих тарелок без модернизации контактных устройств. Максимальный расход питания, при котором возможно получение изобутана и н-бутана марки А, составляет 31 т/ч. Реконструкция колонных аппаратов заключается в минимальной модернизации контактных устройств – ситчатых тарелок. За счет установки дополнительных элементов на каждой тарелке будет обеспечена лучшая гидродинамика барботажного слоя, снижен унос жидкой фазы и несколько повышена эффективность разделения. При производительности от 23 до 43 т/ч будут получены изобутан и н-бутан марки А.

Третий вариант реконструкции заключается в замене тарелок и в организации двух секций по 4 м с новыми насадочными элементами в верхней части колонны К-1/3. Объем насадки – 42,5 м^3. Остальные тарелки (колонн К-1/1, К-1/2 и К-1/3) модернизируются по второму варианту. При производительности от 23 до 48 т/ч будут получены изобутан и н-бутан

марки А. При производительности от 23 до 39 т/ч возможно получение изобутана марки «Высшая».

Четвертый вариант предполагает замену всех тарелок в верху колонн К-1/1, К-1/2 и К-1/3 на новую насадку. В каждой колонне по 2 секции насадки 4 м. Объем насадки – 127,5 м^3. Остальные тарелки (в низу колонн) модернизируются по второму варианту. При производительности от 23 до 58 т/ч будут получены изобутан и н-бутан марки А, при производительности от 23 до 53 т/ч возможно получение изобутана марки «Высшая».

Дополнительно к рассмотренным вариантам для сокращения потерь н-бутана с пентановой фракцией предлагается включить в технологическую схему насадочную колонну диаметром 800 мм с двумя слоями насадки по 4,8 м. Возвратный бутан предлагается подавать на первую тарелку колонны К-1/3.

Реализация одного из предложенных вариантов реконструкции колонн стабилизации позволит получать на существующем оборудовании товарный изобутан и н-бутан.

9.4. Работа блоков БИИ, УПП и разделение бутановой фракции

На рис. 9.7 и 9.8 представлены материальные потоки УСК, БИИ и УПП после включения в технологическую схему колонны дополнительной деэтанизации и установки разделения бутан-изобутановой фракции.

Для повышения качества изопентана и пропана марки А потребуется реконструкция оборудования узлов БИИ, УПП.

Существующий блок ГФУ проектировался для получения товарной фракции пропана марки Б и изо-пентана марки Б. Бутановая фракция, получаемая из куба колонны К-51 (К-52), не являлась товарной продукцией. Фракция н-пентан – гексан, отбираемая из куба колонны К-11 (К-21, К-31), являлась полупродуктом и использовалась в качестве добавки в моторное топливо.

Для получения бутановой фракции из куба колонны К-51 требуется обеспечить содержание пентана и изо-пентана в верху колонны К-10 не более 0,17 % масс. При этом содержание бутана в кубе К-10 не должно превышать 0,5 % масс. Соблюдение условий по качеству фракции C_4 позволит получить на модернизированных колоннах стабилизации изо-бутан и н-бутан марки А. В колонне К-10 возможно достижение указанного качества разделения при обеспечении режимных параметров, указанных в табл. 9.2.

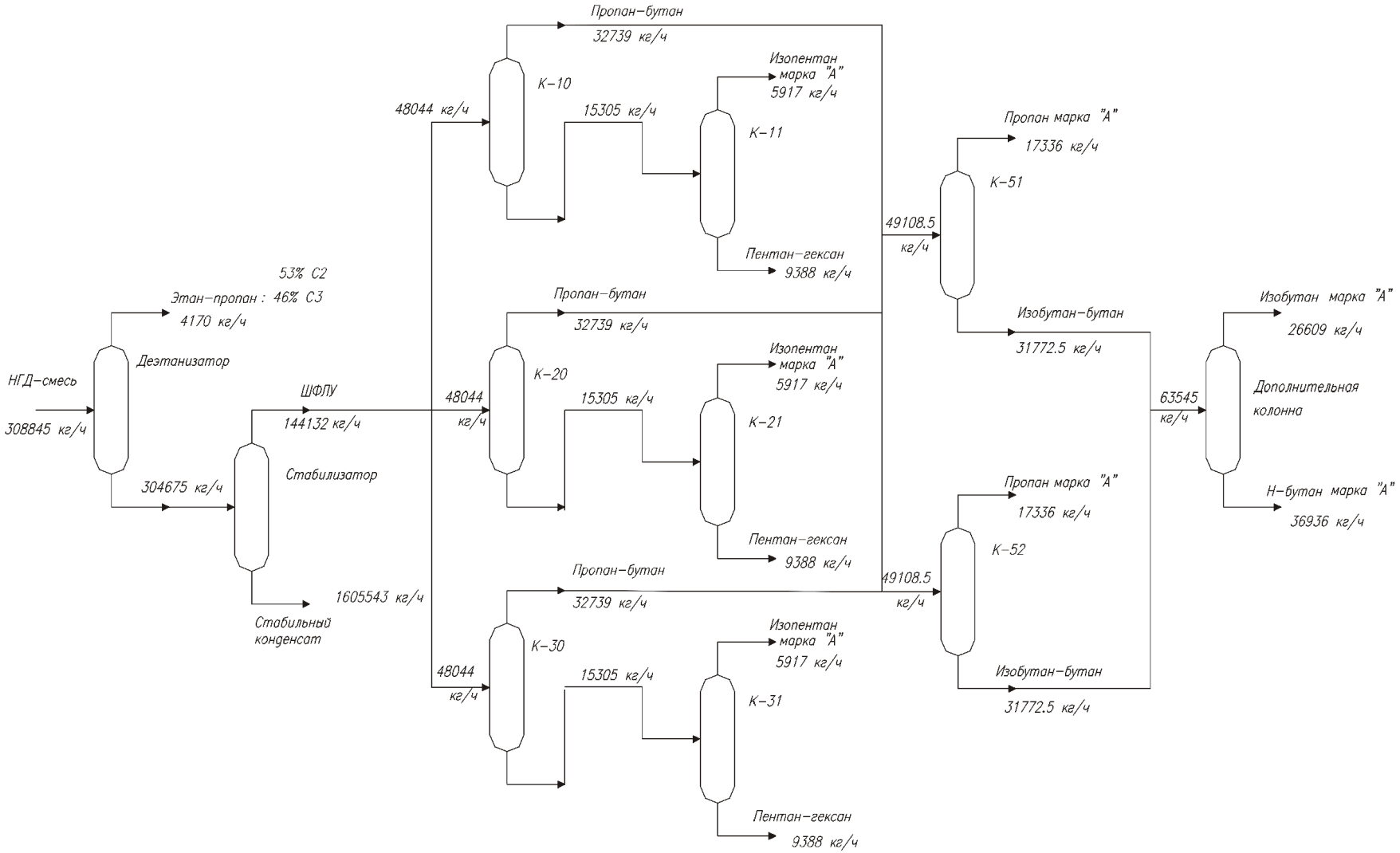


Рис. 9.7. Материальные потоки ЗСК после предлагаемой реконструкции оборудования установок УСК, БИИ, УПП

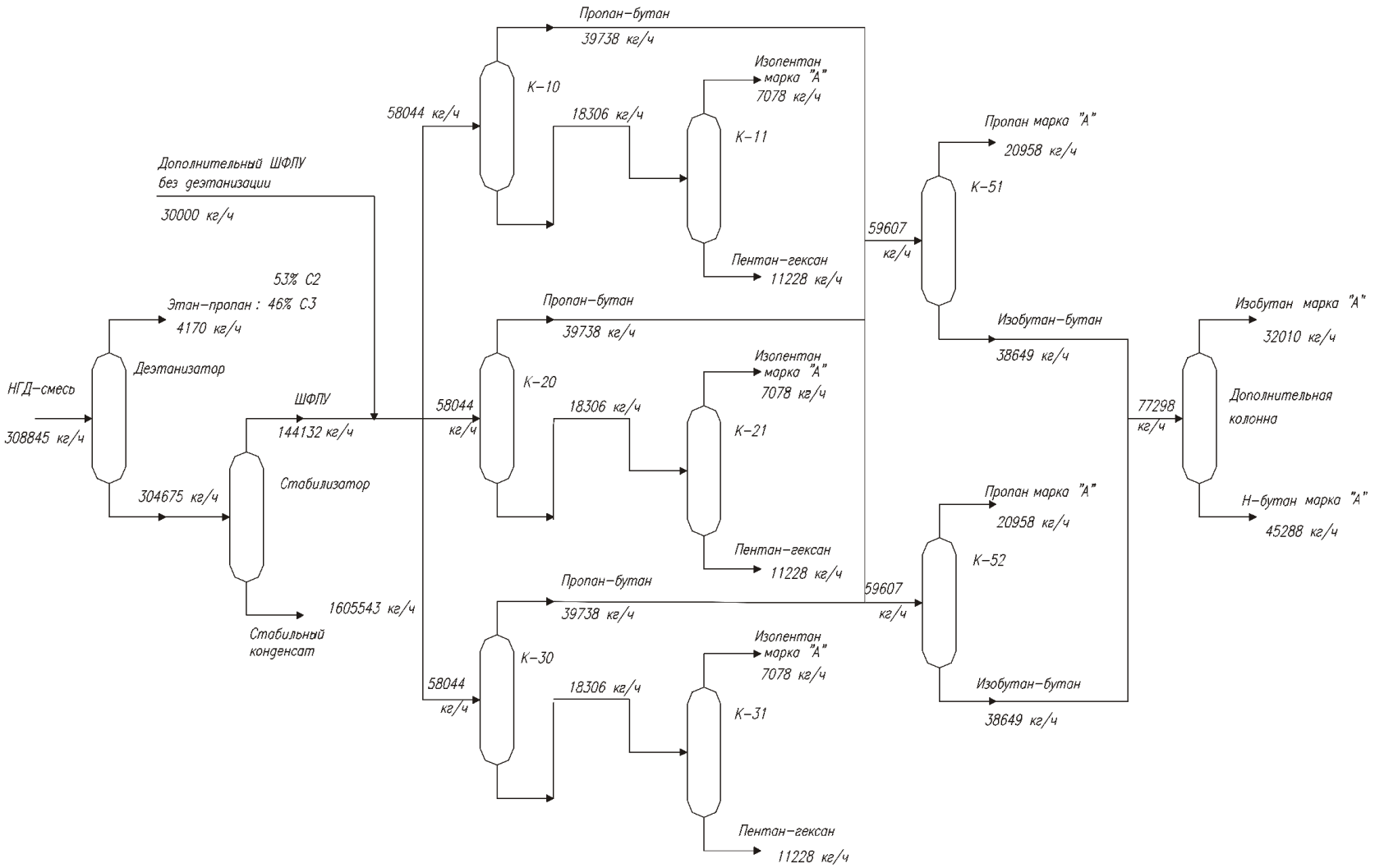


Рис. 9.8. Материальные потоки ЗСК после предлагаемой реконструкции оборудования установок УСК, БИИ, ПП. Подача дополнительной НГК смеси без деэтанизации

Таблица 9.2. Режимные параметры работы колонны К-10 при $Р_в$ = 11 кгс/см^2

№ п/п	Наименование параметра	Значение параметра
1	Расход питания, м^3/ч	85,7
2	Расход флегмы, м^3/ч	122,9
3	Флегмовое число	1,67
4	Температура верха, ºС	65
5	Температура низа, ºС	129,9
6	Давление куба, кгс/см^2	11,37

В табл. 9.3 представлен режим работы К-11 при получении изопентана марки А.

Таблица 9.3. Режимные параметры работы колонны К-11 при $Р_в$=4 кгс/см^2

№ П/п	Наименование параметра	Значение параметра
1	Расход питания, м^3/ч	29,6
2	Расход флегмы, м^3/ч	99,12
3	Флегмовое число	1,67
4	Температура верха, ºС	72,96
5	Температура низа, ºС	85,699
6	Давление куба, кгс/см^2	4,6

Для получения бутановой фракции из куба колонны К-51 требуется обеспечить содержание пропана не более 0,4% масс. Режимные параметры работы К-51 при получении пропана марки А представлены в табл. 9.4.

Таблица 9.4. Режимные параметры работы колонны К-51 при $P_в$ = 16,5 кгс/см^2

№ п/п	Наименование параметра	Значение параметра
1	Расход питания, м^3/ч	110,15
2	Расход флегмы, м^3/ч	129,74
3	Флегмовое число	3,07
4	Температура верха, ºС	43,89
5	Температура низа, ºС	98,77
6	Давление куба, кгс/см^2	16,86

Для получения товарных бутана и изобутана марки «А» потребуется включение дополнительной колонны.

9.5. Применение колонн стабилизации для подготовки сырья каталитической изомеризации

Проведенная реконструкция К-3 позволила получить с верху колонны сырье для каталитической изомеризации легкой бензиновой фракции. По результатам опытной эксплуатации К-3 в головной фракции содержание изопентана изменяется от 8 до 12 % масс. В табл. 9.5 представлен состав полученной головной фракции. Для использования этой фракции в качестве сырья каталитической изомеризации необходимо выделить из смеси изопентан.

Рассмотрен вариант разрезной колонны, состоящей из двух секций К –1/1 и К-1/2. В качестве секций К-1/1и К-1/2 предложено использовать колонны стабилизации конденсата.

Первый вариант использования колонн стабилизации предполагает минимальную модернизацию контактных устройств – ситчатых тарелок. За счет установки дополнительных элементов на каждой тарелке будет обеспечена лучшая гидродинамика барботажного слоя, снижен унос жидкой фазы и несколько повышена эффективность разделения за счет организации второй зоны контакта фаз в межтарельчатом пространстве.

Производительность разрезной колонны зависит от состава головной фракции. Для состава 1 (табл. 9.5) характерно пониженное содержание пропан-бутановой фракции (не более 0,05 % масс.). Данный состав позволяет получить изопентан марки А верхом разрезной колонны. Максимальный расход исходной смеси состава 1 – 60 т/ч.

Таблица 9.5. Состав головной фракции

Компонент	Состав 1, % масс.	Состав 2, % масс.
1	2	3
Пропан	–	0,1
Изобутан	–	0,24
Бутан	0,047	0,014
Изопентан	8,112	11,921
Н-пентан	14,647	20,292
2,2 диметилбутан	0,946	1,081
Циклопентан	2,187	1,687
2,3 диметалбутан	1,983	1,1119
2 метилпентан	10,744	11,477
3 метилпентан	6,293	6,499
Н-гексан	16,589	16,357
2,2 диметилпентан	0,328	0,281
Метилциклопентан	10,236	9,764
2,4 диметилпентан	0,586	0,495
2,2,3 триметилпентан	0,103	0,086
Бензол	0,808	0,798
3,3 диметилпентан	0,141	0,106
Циклогексан	10,162	8,599
2 метилгексан	2,263	1,523
2,3 диметилпентан	0,745	0,452
1,1 диметилциклопентан	0,668	0,478
3 метилгексан	1,993	1,328
1 цис 3 диметилциклопентан	1,086	0,739
1 транс 3 диметилциклопентан	0,994	0,502
3 этилпентан	0,025	–
1 транс 2 диметилциклопентан	1,554	1,015
Н-гептан	2,477	1,252
Метилциклогексан	3,684	1,585
1,1,3 триметилциклопентан	0,057	0,001
Этилциклопентан	0,105	0,038
Толуол	0,45	0,164
Н-октан	0,007	–

При увеличении изопентана с 8 % до 12 % масс. возрастает содержание пропан-бутановой фракции с 0,05 % до 0,4 %. Поэтому товарный изопентан необходимо отбирать боковым отбором из верхней секции К-1/1.

Максимальная производительность тарельчатого варианта разрезной колонны не превышает 36,6 т/ч. Лимитирует производительность разрезной колонны секция диаметром 2,6 м.

Поэтому предлагается в верхней части колонны К-1/1 заменить тарелки на насадку и организовать две секции по 3 м и 5 м с новыми насадочными элементами. В колонне К-1/2 организуется два слоя насадки по 4,5 м. Общий объем насадки – 90 м^3. Остальные тарелки (колонн К-1/1, К-1/2) модернизируются. В этом случаи максимальная производительность установки достигнет 60 т/ч при получении изопентана марки А из сырья состава 2 .

Режим работы разрезной колонны (Данные 2):

Температура, °С:	
верха	47,85
низа	86,5
дефлегматора	42,88
Давление, кгс/см^2:	
верха	2,2
низа	2,38
Расход флегмы, т/ч	136,458
Расход питания, т/ч	60

В рассмотренных вариантах применения модернизированных колонн стабилизации для подготовки из головной фракции К-3 сырья каталитической изомеризации и получения товарного изопентана марки А производительность разрезной колонны зависит от состава головной фракции и меняется от 36,6 до 60 т/ч.

9.6. Технология производства пропеллента на Сургутском заводе стабилизации конденсата

Сургутский завод стабилизации газового конденсата является основным нефтеперерабатывающим при прямом РАО «Газпром» в Тюменской области. В настоящее время на Сургутский ЗСК поступает конденсат с Уренгойского и Ямбургского месторождений и нефть

Уренгойского месторождения. В обозримой перспективе предполагается промышленное освоение газоконденсатных месторождений Северо-Уренгойского, Заполярного и некоторых других месторождений.

Сырье завода стабилизации газового конденсата является малосернистым, выделяющаяся в процессе его стабилизации широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ) практически не содержит сернистых соединений и, поэтому, является ценным сырьем с точки зрения получения пропеллента углеводородного для аэрозольных упаковок по ТУ 38.40116-92 (табл. 9.6.), так как не потребует дальнейшей очистки готового продукта от сероводорода и меркаптанов, что сказывается на себестоимости.

Поэтому актуальной задачей является разработка технологии производства пропеллента на действующей установке газоразделения Сургутского ЗСК [3, 4]. При этом необходимо обеспечить соблюдение ограничений, наложенных техническими условиями на содержание в готовом продукте углеводородов C_2 и C_5 и на давление насыщенных паров.

Конъюнктура рынка нефтепродуктов и нефтехимического сырья, а также взаимосвязь технологических установок и линий могут приводить и приводят к необходимости различной степени стабилизации поступающего на завод конденсата, следовательно и к различному составу широкой фракции легких углеводородов, которая является верхним продуктом колонны стабилизации и ее состав определяется режимом работы колонны стабилизации, в первую очередь флегмовым числом и температурным режимом. На Сургутском заводе в зависимости от приведенных выше факторов содержание углеводородов C_6 и выше в ШФЛУ может меняться от менее одного до более восьми процентов массовых.

В ходе исследований был рассмотрен режим работы установки стабилизации, принятый на заводе в настоящее время (табл. 9.7), при этом состав сырья завода – нефтегазоконденсатной смеси (НГК–смеси) был принят по заводским данным (табл. 9.8).

В результате расчетов получены следующие составы потоков установки стабилизации (табл. 9.9).

В ходе дальнейших исследований были определены оптимальные режимы работы колонн установки газоразделения с получением следующих продуктов: изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494, пропеллента углеводородного марки А по ТУ 38-40116-92, пропановой фракции марки Б по ТУ 38.101490-79, изобутановой фракции марки А по ТУ 38.101492-79, фракции н-бутана по ТУ 38.101497-79, а также фракции

н-пентан и выше как компонента бензина. Эти режимы представлены в табл. 9.10, а составы продуктовых потоков колонн в табл. 9.11. Принципиальная технологическая схема установки приведена на рис. 9.9.

Таблица 9.6. Газ углеводородный сжиженный очищенный по ТУ 38.40116-92

Наименование показателя	Норма по маркам		
	А	Б	В
1. Давление насыщенных паров, избыточное, при температуре плюс 20 °С, МПа	0,25±0,02	0.33±0.02	0.40±0.02
2. Массовая доля компонентов, %			
этана, не более	0,5	0.5	0.5
сумма пропана, бутана и изобутана, не менее	99,0	99.0	99.0
сумма пентанов, не более	0,5	0.5	0.5
3. Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, %, не более	0,0005	0.0005	0.0005
4. Массовая доля нелетучих веществ, %, не более	0,021	0.021	0.021
5. Массовая доля воды	Отсут-ствует	Отсут-ствует	Отсут-ствует
6. Запах	соответ. запаху эталона	соответ. запаху эталона	соответ. запаху эталона

Таблица 9.7. Режим работы колонны стабилизации

Параметр	Значение
Давление верха, кгс/см^2	10,8
Давление низа, кгс/см^2	11,4
Температура верха, °С	53
Температура низа, °С	190
Флегмовое число	0,5
Число теоретических тарелок	22
Число действительных тарелок	38
Теоретическая тарелка питания	11
Тарелка питания	20

Таблица 9.8. Состав сырья установки стабилизации

Компоненты	Содержание, %масс.
1	2
Этан	0,89
Пропан	9,77
Изобутан	5,90
Н-бутан	8,77
Изопентан	6,61
Н-пентан	6,94
Н-гексан	2,63
2-метилпентан	2,96
Бензол	0,19
Циклогексан	4,08
Н-гептан	2,45
2-метилгексан	2,46
Толуол	1,05
Метилциклогексан	8,09
Н-октан	2,17
2-метилгептан	2,07
О-ксилол	0,47
Этилциклогексан	4,27
Н-нонан	1,20
2,2,3-триметилгексан	1,83
Метилстирол	0,79
Н-пропилциклогексан	2,87
1-нонен	0,08
C_{10} и выше	21,46
Сероводород и меркаптаны	Отсутствует
ИТОГО	100,00

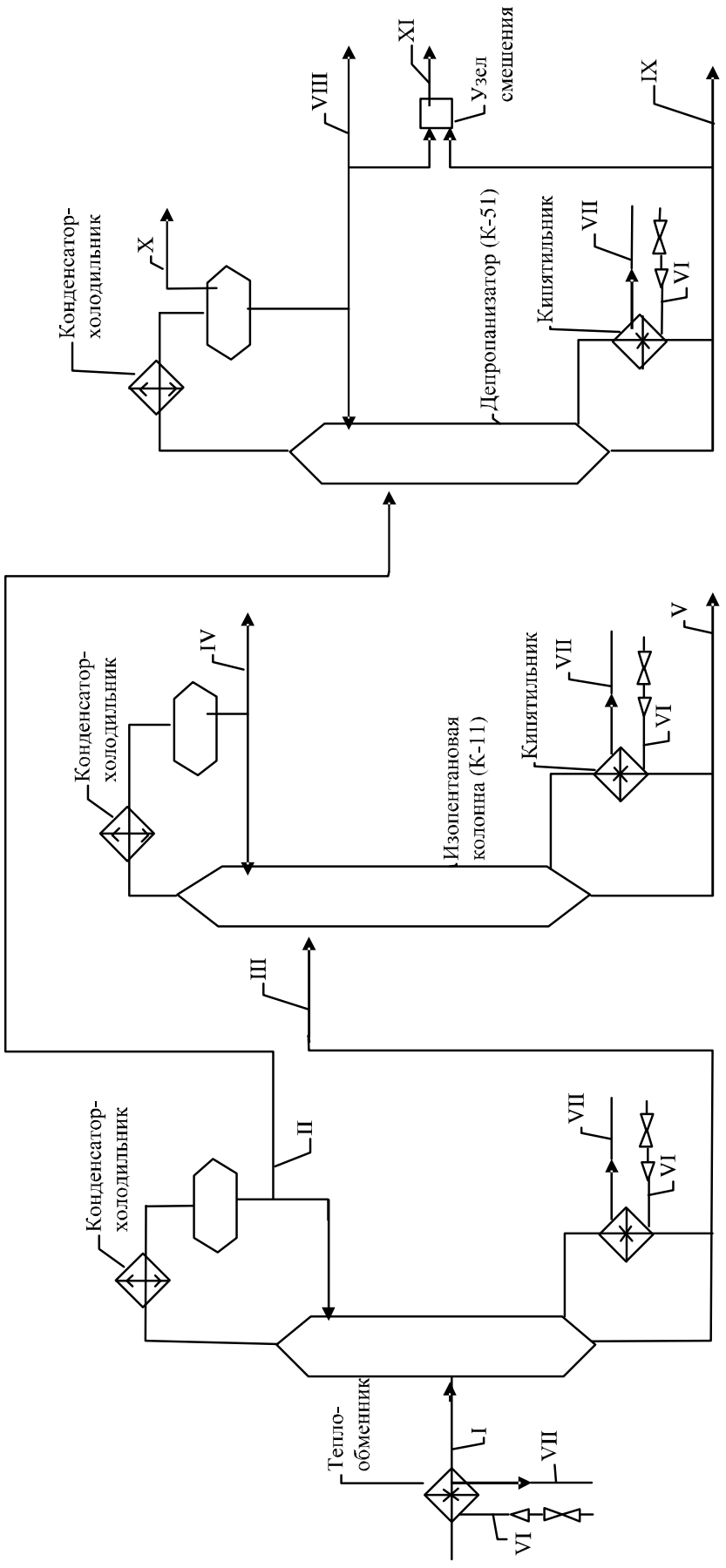


Рис. 9.9. Технологическая схема установки газоразделения

Потоки: I – ШФЛУ; II – пропан-бутановая фракция; III – пентан-гексановая фракция; IV – изопентановая фракция; V – н-пентан и выше; VI – греющий пар; VII – конденсат, VIII – пропановая фракция; IX – бутановая фракция; X – топливный газ; XI – пропеллент углеводородный

Таблица 9.9. Составы продуктовых потоков установки стабилизации при $t_{н.ст.}$ = 190 °С, $t_{в.ст.}$ = 53°С

Показатели	Кубовый продукт	ШФЛУ	Топлив-ный газ
Состав, %масс.:			
этан	0,00	1,61	7,20
пропан	0,00	29,03	49,77
изобутан	0,25	21,26	18,14
н-бутан	1,65	29,90	19,63
изопентан	6,07	9,88	3,15
н-пентан	7,21	7,88	2,05
C_6 и выше	84,82	0,44	0,06
Итого	100,00	100,00	100,00
Выход от сырья, %масс.	71,9	20,2	7,9

Таблица 9.10. Режимы работы колонн установки газоразделения

Параметр	Дебутани-затор	Изопентано-вая колонна	Депропа-низатор
Давление верха, кгс/см^2	10,7	3,0	17,0
Давление низа, кгс/см^2	11,3	3,5	17,5
Температура верха, °С	46,2	63,3	45
Температура низа, °С	125,8	78	100
Флегмовое число	1,5	14,43	3,5
Число теоретических тарелок	27	68	22
Число действительных тарелок	49	100	40
Теоретическая тарелка питания	14	33	13

Получение пропеллента. Как было сказано выше, пропеллент представляет собой смесь пропана и бутанов. Следовательно, для приготовления пропеллента необходимо рассчитанные количества бутановой фракции смешать с пропановой фракцией. При этом содержание углеводородов C_2 и C_5 должны удовлетворять требованиям технических условий.

В табл. 9.11 приведен расчетный состав пропеллента. При этом полученный пропеллент (табл. 9.12) удовлетворяет требованиям ТУ 38.40116-92 для марки А (табл. 9.13).

Таблица 9.11. Составы и количества продуктовых потоков установки газоразделения

Показатели	Дебутанизатор		Изопентановая колонна		Депропанизатор		
	Кубовый продукт	Верхний продукт	Кубовый продукт	Верхний продукт	Кубовый продукт	Верхний продукт	Топливный газ
Состав, %масс.:							
этан	0,00	1,96	0,00	0,00	0,00	3,76	8,92
пропан	0,00	3,39	0,00	0,00	0,66	91,63	88,81
изобутан	0,00	25,92	0,00	0,01	39,88	4,14	2,08
н-бутан	0,13	36,42	0,00	0,26	58,97	0,47	0,19
изопентан	53,64	0,29	7,03	99,43	0,47	0,00	0,00
н-пентан	43,74	0,02	87,96	0,30	0,02	0,00	0,00
C_6 и выше	2,49	0,00	5,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Итого	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0
Выход от сырья, %масс.	18,0	82,0	49,5	50,5	61,5	28,5	10,0

Таблица 9.12. Получение пропеллента путем смешения кубового и верхнего продуктов депропанизатора

Компоненты	кг/ч	% масс.
Верхний продукт	6224	11,8
Кубовый продукт	46558	88,2
Итого	52782	100,0

В результате проведенных исследований доказана возможность производства пропеллента углеводородного марки А по ТУ 38.40116-92 на действующей установке газоразделения Сургутского ЗСК путем смешения кубового и верхнего продуктов депропанизатора в приблизительном массовом соотношении 88:12. Такое решение позволит расширить ассортимент готовой продукции завода и не потребует значительной реконструкции существующего оборудования.

Таблица 9.13. Характеристика полученного пропеллента

Показатели	Значение
Состав, %масс.:	
этан	0,44
пропан	11,39
изобутан	35,67
н-бутан	52,07
изопентан	0,41
н-пентан	0,02
C_6 и выше	0,00
Итого	100,00
Давление насыщенных паров при 20^0С, избыточное, Мпа	0,248

9.7. Исследование дебутанизатора и изопентановой колонны на газофракционирующей установке

Рассмотрен процесс разделения широкой фракции легких углеводородов, осуществляемого на действующей газофракционирующей установке (ГФУ) Сургутского ЗСК [5–12].

Выполнено исследование температурных режимов дебутанизатора и изопентановой колонны. Установлено, что изменение параметров процесса позволяет производить изопентановую фракцию марки А при одновременном уменьшении флегмового числа с 14,43 до 13 (без реконструкции колонны).

Показано, что замена существующих клапанных тарелок дебутанизатора и изопентановой колонны на нерегулярную насадку обеспечивает возможность получения изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494–79 и снижение флегмовых чисел. Производительность колонн при этом возрастает на 50 %.

Исследование температурных режимов дебутанизатора и изопентановой колонны

В условиях Сургутского завода стабилизации конденсата режим работы колонны стабилизации, а следовательно и состав широкой фракции легких углеводородов (ШФЛУ) определяется требованиями к началу кипения прямогонного бензина, направляемого на риформинг. На заводе отдельной

колонны подготовки сырья для риформинга не предусмотрено, поэтому фракции, выкипающие до 62 °С, должны отбираться вместе с ШФЛУ.

В связи с повышением требований к качеству товарных бензинов, в частности по содержанию бензола, начало кипения сырья риформинга должно быть соответственно повышено. Следовательно, при стабилизации конденсата необходимо осуществлять более глубокий отбор ШФЛУ, т.е. конец ее кипения и содержание в ней углеводородов от гексана и выше должны быть относительно высокими.

Наиболее ценными компонентами в составе ШФЛУ являются изобутан и изопентан. Изобутан, по требованию новых государственных стандартов, в составе товарных бензинов должен быть исключен (для уменьшения упругости пара и потерь в атмосферу), поэтому он может полностью использоваться как нефтехимическое сырье. Изопентан представляет большой интерес как высокооктановый компонент пусковых фракций товарных бензинов и как нефтехимическое сырье. В зависимости от конъюнктуры рынка использование его по этим направлениям может колебаться. Экономическая эффективность реализации изопентана как компонента бензинов и как сырья для нефтехимии может быть различной. Требования к этим двум видам изопентана различны и они отражены в технических условиях на изопентановую фракцию по двум маркам А и Б (табл. 9.14)

Таблица 9.14. Изопентановая фракция (по ТУ 38.101494–79)

Показатели	Норма по маркам	
	А	Б
Углеводородный состав, % масс.:		
сумма углеводородов С2 – С4, не более	1,5	6,0
изопентан, не менее	97,5	80,0
н-пентан, не более	2,5	18,0
сумма углеводородов С6 и выше, не более	0,3	1,0
сумма непредельных углеводородов, не более	0,5	1,0
Содержание примесей, % масс.:		
сернистых соединений в пересчете на серу, не более	0,003	0,01
щелочи	Отсутствует	Отсутствует
свободной воды и механических примесей	Отсутствует	Отсутствует

Существующая на Сургутском заводе стабилизации конденсата установка получения изопентановой фракции по проекту предназначена для производства изопентановой фракции марки Б, которая используется только как высокооктановый компонент бензина. Данные исследования направлены на решение технических и технологических задач, которые позволят производить на Сургутском ЗСК изопентановую фракцию обеих марок.

Проектный режим работы дебутанизатора и изопентановой колонны представлен в табл. 9.15.

Таблица 9.15. Проектный режим работы дебутанизатора и изопентановой колонн

Параметр	Дебутанизатор	Изопентановая колонна
Давление верха, кгс/см^2	10,7	3,0
Давление низа, кгс/см^2	11,3	3,5
Флегмовое число	1,5	14,43
Число теоретических тарелок	27	68
Число действительных тарелок	49	100
Теоретическая тарелка питания	14	33
Тарелка питания практическая	24	48
Температура низа, °С	140–145	96–106

Для оценки значения КПД тарелок применялись методы О’Коннела и Чу, по которым общий КПД тарелки определяется в зависимости от произведения вязкости жидкости на коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов. Корреляция Чу более точна при больших флегмовых числах и расходах жидкости.

Состав ШФЛУ, соответствующий проекту, %масс:

– этан	1,77
– пропан	27,55
– изобутан	26,24
– н-бутан	19,35
– изопентан	8,24
– н-пентан	8,63
– гексан и выше	8,22

Корреляция О’Коннела: $E = 0,49(\mu_{ж}\alpha)^{-0,245}$,

Корреляция Чу: $E = 0,47(\mu_{ж}\alpha)^{-0,245}(L/G)^{0,3}10^{0,3h}$,

где E – общий КПД тарелки, $\mu_{ж}$ – вязкость жидкости, сПз, α – коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов, L – количество жидкого потока в произвольном сечении ректификационной колонны, G – количество парового потока в произвольном сечении ректификационной колонны, h – высота переливной планки на тарелке, м.

Результат расчета КПД тарелок по методу О’Коннелла и Чу для некоторых тарелок дебутанизатора и изопентановой колонны представлен в табл. 9.16 и 9.17.

Таблица 9.16. Результат расчета КПД тарелок для дебутанизатора

№ тарелки	КПД по О’Коннеллу	КПД по Чу
26	0,794	0,669
25	0,799	0,673
23	0,802	0,674
19	0,807	0,673
17	0,810	0,672
15	0,813	0,824
13	0,826	0,835
11	0,831	0,840
9	0,834	0,842
5	0,836	0,844
3	0,837	0,846
2	0,838	0,848

Таблица 9.17. Результат расчета КПД тарелок для изопентановой колонны

№ тарелки	КПД по О’Коннеллу	КПД по Чу
1	2	3
67	0,726	0,690
60	0,726	0,690
56	0,726	0,690
53	0,727	0,690

Окончание таблицы 9.17

1	2	3
49	0,727	0,691
46	0,727	0,691
42	0,727	0,691
37	0,728	0,691
35	0,728	0,728
31	0,728	0,728
29	0,728	0,729
26	0,729	0,729
20	0,729	0,729
16	0,729	0,729
7	0,729	0,729
6	0,729	0,730
4	0,730	0,730
3	0,730	0,731
2	0,731	0,732

При расчете КПД тарелок по методу Чу получились различные значения КПД тарелок для исчерпывающей и укрепляющей частей колонны, так как этот метод учитывает изменение соотношения жидкостного и парового потоков по высоте колонны.

В начальной стадии выполнения работы были проведены исследования влияния температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны на выход и качество изопентановой фракции и на тепловую нагрузку кипятильников и конденсаторов-холодильников колонн. Все остальные параметры процесса имели проектные значения. На рис. 9.10, 9.11 приведены результаты этих исследований [5–12].

Как видно из рис. 9.10, 9.11, чистота целевой изопентановой фракции и отбор изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ в решающей степени зависят от температурного режима низа дебутанизатора и изопентановой колонны.

Это объясняется тем, что разделяемые компоненты смеси (изопентан и н-пентан) имеют очень близкие температуры кипения и, следовательно, мало отличаются по относительной летучести. Поэтому, если в изопентановой колонне температура куба ниже, то изопентан уходит с кубовым продуктом и в дистилляте его содержание незначительно, т.е. отбор изопентана от

потенциала, а следовательно, и выход изопентановой фракции малы. В случае же завышения температуры куба происходит повышение содержания н-пентана в дистилляте и уменьшается чистота целевой изопентановой фракции. Таким же образом, если в дебутанизаторе температура низа ниже, то в кубовый продукт, являющийся сырьем изопентановой колонны, попадает большое количество бутанов, которые затем оказываются в изопентановой фракции и понижают ее чистоту. Если температура в кубе дебутанизатора выше, то значительные количества изопентана уходят с пропан-бутановой фракцией и его содержание в целевой изопентановой фракции уменьшается. В работе [13] изучено влияние температуры куба предтоварной колонны на качество и энергоемкость ректификации действующей установки разделения алкилата в производстве изопропилбензола и найдено, что повышение температуры куба от 164 до 165 °С приводит к 2-х кратному росту энергозатрат в кипятильнике и сокращению потока ИПБ–сырца от 6000 до 3500 кг/ч.

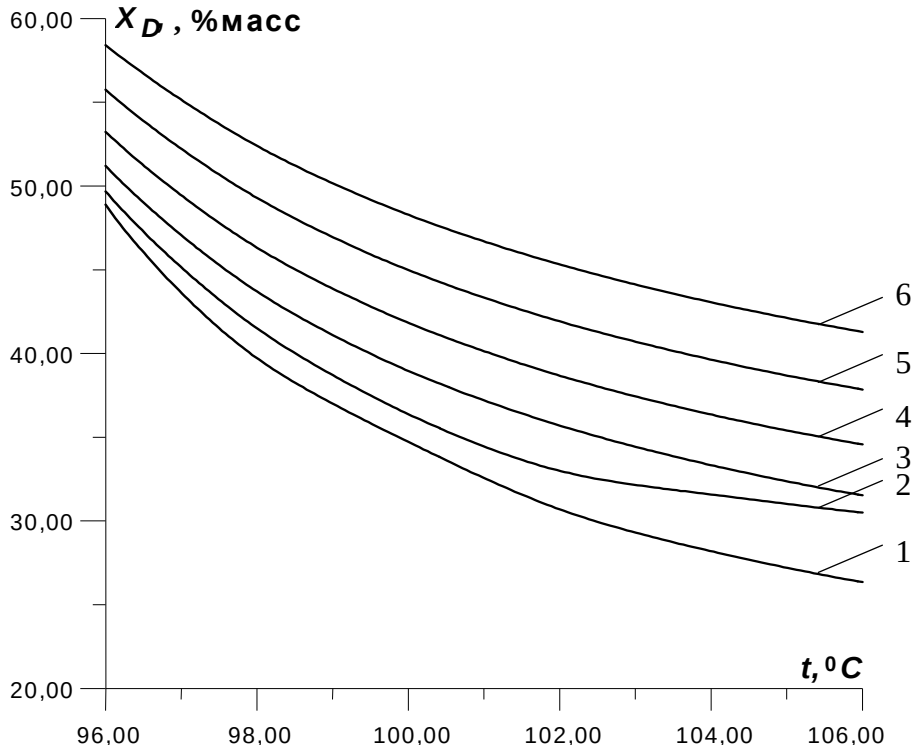


Рис. 9.10. Влияние температуры низа изопентановой колонны на содержание изопентана в изопентановой фракции.

Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}$ = 145 °С; 2 – $t_{н.д}$ = 144 °С; 3 – $t_{н.д}$ = 143 °С; 4 – $t_{н.д}$ = 142 °С; 5 – $t_{н.д}$ = 141 °С; 6 – $t_{н.д}$ = 140 °С

Эти данные показывают, что при выделении индивидуального компонента температура низа колонны может изменяться только в очень узких пределах.

Из рис. 9.10, 9.11 видно, что проектные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны не являются рациональными, так как максимально возможная чистота изопентановой фракции при этом режиме составляет всего 58,41 % при отборе изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ 58 %. Задачей исследования является нахождение более рационального температурного режима низа колонн. Исследования проводились при более низких температурах низа дебутанизатора и изопентановой колонны. Эти результаты представлены на рис. 9.12, 9.13.

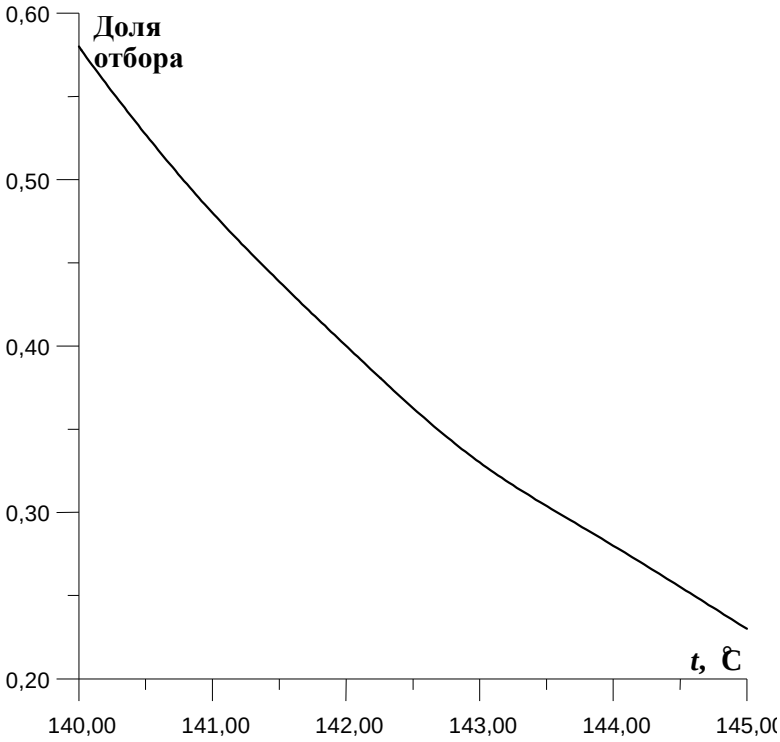


Рис. 9.11. Влияние температуры низа изобутанизатора на долю отбора изопентана от потенциала ШФЛУ

Как видно, необходимая для марки А чистота изопентановой фракции (не менее 97,5 %масс.) достигается уже при температуре низа дебутанизатора 138,5 °С и температуре низа изопентановой колонны равной 87,0 °С. Однако отбор изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ при этих условиях составляет всего 41 % (рис. 9.13). Оптимальные с точки зрения отбора изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ, а следовательно, и выхода изопентановой фракции при обеспечении чистоты изопентановой фракции, соответствующей марке А по ТУ. 38.101494–79, температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны равны соответственно 136,5 °С и 90 °С (при давлении в кубе дебутанизатора 11,3 кгс/см^2, а в кубе изопентановой колонны 3,5 кгс/см^2). При этом чистота изопентановой фракции составляет

98,13 %масс. и отбор изопентана от потенциала в ШФЛУ – 93 %. Видно закономерное снижение тепловых нагрузок испарителей и конденсаторов-холодильников колонн при соответствующем уменьшении температур низа (рис. 9.14, 9.15).

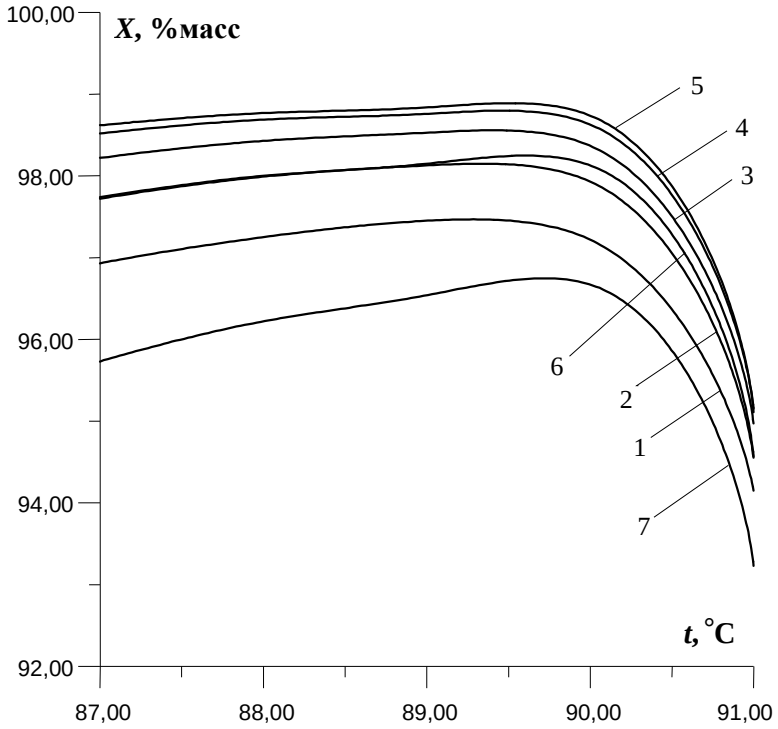


Рис. 9.12. Влияние температуры низа изопентановой колонны на содержание изопентана в изопентановой фракции. Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}$ = 139 °С; 2 – $t_{н.д.}$ = 138,5 °С; 3 – $t_{н.д.}$ = 138 °С; 4 – $t_{н.д.}$ = 137,5 °С; $t_{н.д.}$ = 137 °С; 6 – $t_{н.д.}$ = 136,5 °С; 7 – $t_{н.д.}$ = 136 °С

Таким образом, этими исследованиями установлено, что при изменении параметров процесса на этой установке можно производить изопентановую фракцию марки А с достаточно высоким выходом [5–12].

Рассмотрена возможность уменьшения флегмового числа при выбранном температурном режиме колонн, т.е. температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны равны соответственно 136,5 °С и 90 °С (при давлении в кубе дебутанизатора 11,3 кгс/см^2, а в кубе изопентановой колонны 3,5 кгс/см^2).

Данные на рис. 9.16 показывают, что в исследованных условиях возможно уменьшение флегмового числа в изопентановой колонне с 14,43 (по проекту) до 13,0, при этом обеспечивается получение изопентановой фракции марки А.

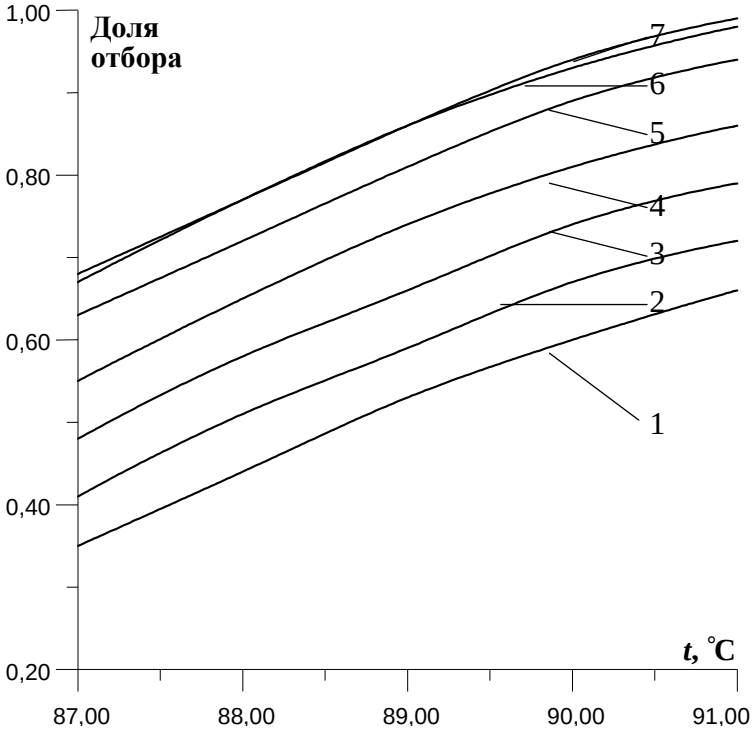


Рис. 9.13. Влияние температуры низа изопетановой колонны на долю отбора изопентана от потенциала ШФЛУ. Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}$ = 139 °С; 2 – $t_{н.д.}$ = 138,5 °С; 3 – $t_{н.д.}$ = 138 °С; 4 – $t_{н.д.}$ = 137,5 °С; $t_{н.д.}$ = 137 °С; 6 – $t_{н.д.}$ = 136,5 °С; 7 – $t_{н.д.}$ = 136 °С

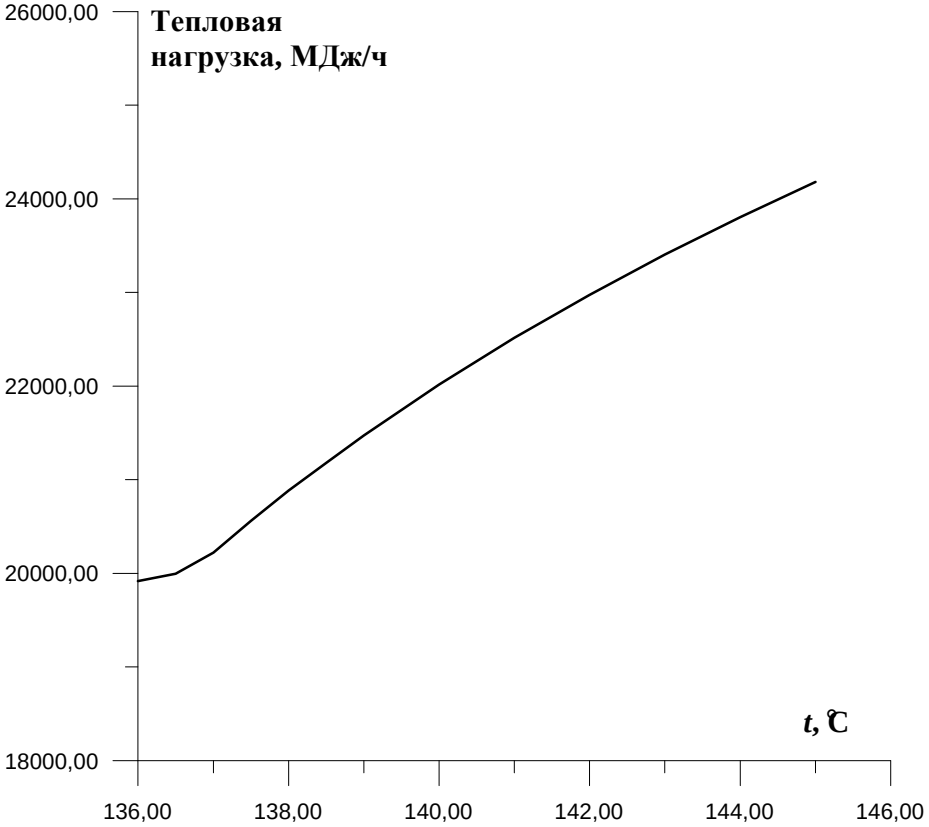


Рис. 9.14. Влияние температуры низа дебутанизатора на тепловую нагрузку кипятильника колонны К–10

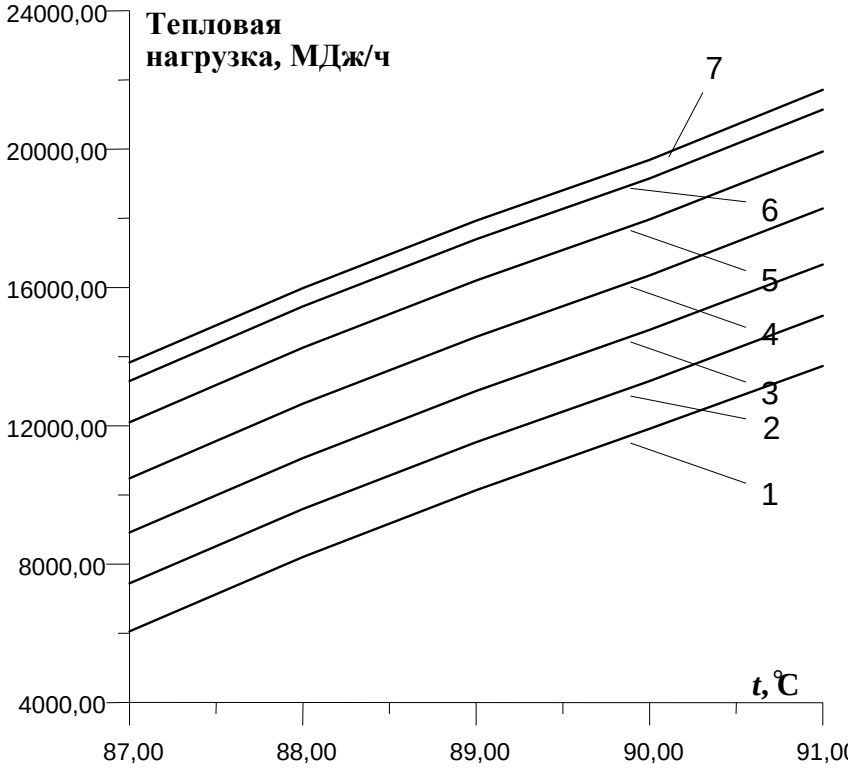


Рис. 9.15. Влияние температуры низа изопентановой колонны на тепловую нагрузку кипятильника К–11. Температура низа дебутанизатора: 1 – $t_{н.д.}$ = 139 °С; 2 – $t_{н.д.}$ = 138,5 °С; 3 – $t_{н.д.}$ = 138 °С; 4 – $t_{н.д.}$ = 137,5 °С; $t_{н.д.}$ = 137 °С; 6 – $t_{н.д.}$ = 136,5 °С; 7 – $t_{н.д.}$ = 136 °С

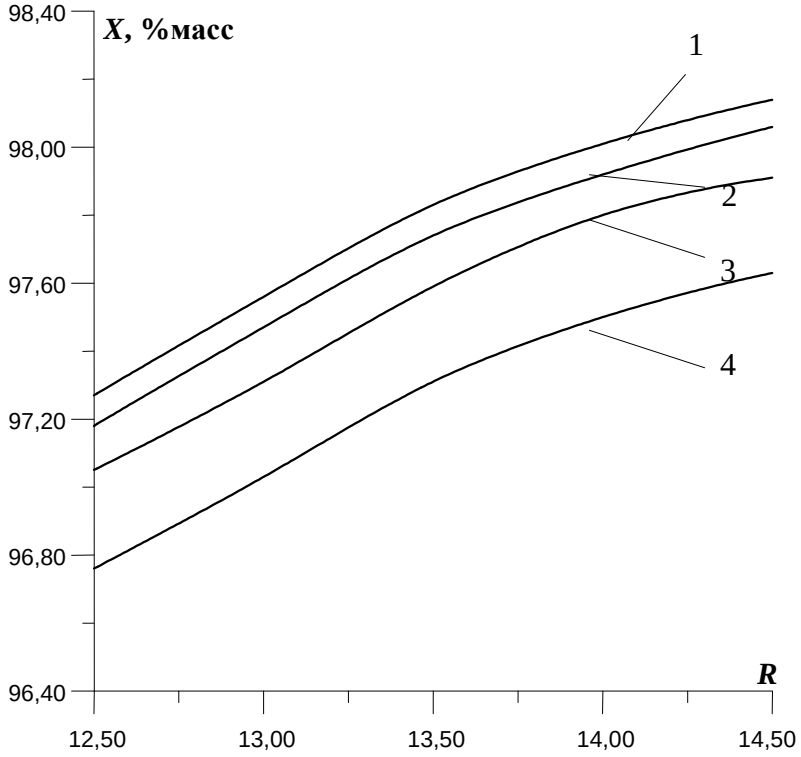


Рис. 9.16. Влияние флегмового числа в изопентановой колонне на содержание изопентана в изопентановой фракции. Флегмовое число дебутанизатора: 1 – R_D =1,5; 2 – R_D =1,4; 3 – R_D = 1,3; 4 – R_D = 1,2

Влияние давления на значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонн

Очевидно, что давление в колоннах будет влиять на оптимальные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны. Для изучения этого влияния выполнены расчеты процесса ректификации при различных значениях давления в колоннах и выбраны температурные режимы низа колонн.

Результаты проведенных исследований сведены в итоговую табл. 9.18, из которой можно сделать следующие выводы:

1. Температурный режим низа дебутанизатора и изопентановой колонн зависит от давления. При увеличении давления в дебутанизаторе с 11,0 до 11,6 кгс/см^2 оптимальная температура низа увеличивается со 135 до 138 °С, при увеличении давления в изопентановой колонне с 3,2 до 3,8 кгс/см^2 оптимальная температура низа изопентановой колонны увеличивается с 87 до 93 °С.

2. Давление в колоннах при оптимальном температурном режиме влияет на отбор изопентана от потенциального содержания в ШФЛУ. Уменьшение давления приводит к увеличению выхода изопентановой фракции и максимально возможный отбор изопентана от потенциала в ШФЛУ достигается при давлении в кубе дебутанизатора 11,0 кгс/см^2 и кубе изопентановой колонны 3,2 кгс/см^2 и составляет 98,0 %. При этом температура низа дебутанизатора равна 135 °С, температура низа изопентановой колонны – 87 °С.

3. Уменьшение давления в колоннах затрудняет условия конденсации верхнего продукта и увеличивает тепловую нагрузку конденсаторов-холодильников и, следовательно, кипятильников колонн (для сохранения теплового баланса). В большей степени это проявляется для изопентановой колонны, в которой поддерживается значительное флегмовое число. Так, уменьшение давления в изопентановой колонне с 3,8 до 3,5 кгс/см^2 (при давлении в дебутанизаторе 11,0 кгс/см^2) увеличивает тепловую нагрузку конденсатора-холодильника этой колонны с 20550 до 22685 МДж/ч, а кипятильника соответственно с 18570 до 20448 МДж/ч. При этом тепловые нагрузки кипятильников и конденсаторов дебутанизатора и изопентановой колонны не превышают допустимых по проекту величин.

Таблица 9.18. Влияние давления на оптимальные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны

Давление низа, кгс/см^2		Оптимальная температура низа, °С		Тепловая нагрузка, МДж/ч				Отбор изопентана от потенциала в ШФЛУ	Содержание изопентана в изопентановой фракции, %масс.
Дебутанизатор	Изопентановая колонна	Дебутанизатор	Изопентановая колонна	Конденсатор дебутанизатора	Кипятильник дебутанизатора	Конденсатор изопентановой колонны	Кипятильник изопентановой колонны		
11,0	3,2	135	87	35015	20003	22685	20448	0,98	97,60
11,6	3,2	138	87	34591	19999	22484	20126	0,97	97,80
11,0	3,8	135	93	35015	20003	20550	18570	0,91	97,91
11,6	3,8	138	93	34591	19999	20341	18242	0,90	98,14

Влияние состава сырья на температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны

Конъюнктура рынка нефтепродуктов и нефтехимического сырья, а также взаимосвязь технологических установок и линий могут приводить и приводят к необходимости различной степени стабилизации поступающего на завод конденсата, следовательно, и к различному составу широкой фракции легких углеводородов, которая является верхним продуктом колонны стабилизации и ее состав определяется режимом работы колонны стабилизации.

Сырьем колонны стабилизации является нефтегазоконденсатная смесь (НГК–смесь), состав которой может изменяться в широких пределах (табл. 9.19).

Таблица 9.19. Состав сырья Сургутского ЗСК (НГК–смеси) в различные периоды

Состав, % масс.	с 01.01.96 по 30.12.96		с 01.01.97 по 31.12.97		с 01.01.98 по 31.05.98	
	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.	Мин.
Этан	1,76	0,45	0,51	0,45	1,47	0,26
Пропан	15,99	7,40	12,88	6,88	16,69	7,46
Изобутан	8,13	4,19	9,31	4,22	9,35	5,08
Н–бутан	12,78	3,44	14,10	6,79	12,26	5,57
Изопентан	13,65	0,76	12,81	0,23	12,65	3,71
Н–пентан	13,21	2,96	12,51	0,39	13,52	3,60
C_6 и выше	71,96	51,94	68,93	53,23	64,76	47,14

Ниже рассмотрены некоторые режимы работы колонны стабилизации с получением ШФЛУ различного состава и его влияние на режимы работы дебутанизатора и изопентановой колонны. Состав НГК–смеси (% масс.) на конкретный момент времени по заводским данным:

Этан	0,89	Метилциклогексан	8,09
Пропан	9,77	Н – октан	2,17
Изобутан	5,90	2 – метилгептан	2,07
Н – бутан	8,77	О – ксилол	0,47
Изопентан	6,61	Этилциклогексан	4,27
Н – пентан	6,94	Н – нонан	1,20
Н – гексан	2,63	2,2,3 – триметилгексан	1,83
2 – метилпентан	2,96	Метилстирол	0,79
Бензол	0,19	Н – пропилциклогексан	2,87
Циклогексан	4,08	1 – нонен	0,08
Н – гептан	2,45	C_{10} и выше	21,46
2 – метилгексан	2,46	ИТОГО	100,00
Толуол	1,05		

Проектный режим работы колонны стабилизации, дебутанизатора и изопентановой колонны представлен в табл. 9.20.

Как было сказано выше, состав ШФЛУ определяется режимом работы колонны стабилизации, в первую очередь флегмовым числом и температурным режимом. На Сургутском заводе в зависимости от приведенных выше факторов

содержание углеводородов C_6 и выше в ШФЛУ может меняться от менее одного до более восьми процентов массовых. Изменение состава ШФЛУ в таких широких пределах вызывает необходимость изменения режима работы дебутанизатора и изопентановой колонны. Зависимость состава ШФЛУ от флегмового числа в колонне стабилизации при проектном режиме представлена в табл. 13.20.

Таблица 9.20. Проектный режим работы колонны стабилизации, дебутанизатора и изопентановой колонны

Параметр	Колонна стабилизации	Дебутанизатор	Изопентановая колонна
Давление верха, кгс/см^2	10,8	10,7	3,0
Давление низа, кгс/см^2	11,4	11,3	3,5
Флегмовое число	0,3–0,6	1,5	14,43
Число теоретических тарелок	22	27	68
Число действительных тарелок	38	49	100
Теоретическая тарелка питания	11	14	33
Тарелка питания	20	24	48

Важнейшим параметром, определяющим состав ШФЛУ, является также температурный режим колонны стабилизации. Исследован процесс ректификации в колоне стабилизации при различных температурных режимах и флегмовом числе 0,5, а также сделан поиск оптимальных значений температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны для каждого случая в зависимости от содержания C_6 и выше в ШФЛУ [5–12].

Полученные результаты по определению оптимальных температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны в зависимости от содержания в ШФЛУ сведены в итоговую табл. 9.21.

Таким образом установлено, что при увеличении содержания углеводородов C_6 и выше в ШФЛУ с 0,82 до 8,25 происходит увеличение оптимальных температур низа на 6 °С: в дебутанизаторе со 125,5 до 131,5 °С и в изопентановой колонне с 79 до 85 °С.

Последний рассмотренный вариант состава ШФЛУ по содержанию углеводородов C_6 и выше совпадает с составом ШФЛУ, принятым по проекту

установки извлечения изопентана. Оптимальный температурный режим колонн имеет следующие значения: температура низа дебутанизатора $t_{н.д.}$ = 136,5 °С и температура низа изопентановой колонны $t_{н.из.}$=90 °С. Эти значения существенно выше, чем для последнего рассмотренного варианта состава ШФЛУ. В табл. 9.22 и 9.23 приведены составы потоков для двух вариантов.

Таблица 9.21. Зависимость температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны от содержания в ШФЛУ углеводородов C_6 и выше

Содержание в ШФЛУ Углеводородов C_6 и выше (%масс.)	Оптимальная температура низа	
	дебутанизатор	изопентановая колонна
0,82	125,5	79
1,61	126,5	80
2,46	127,0	80
3,28	128,0	81
4,10	128,5	81
4,92	129,0	82
5,74	130,0	83
6,58	130,0	83
7,38	131,0	84
8,25	131,5	85

Таблица 9.22. Составы потоков для проектного варианта состава ШФЛУ при температуре низа дебутанизатора $t_{н.д.}$=136,5 °С и температуре низа изопентановой колонны $t_{н.из.}$=90 °С

Состав (%масс.)	ШФЛУ	Дебутанизатор		Изопентановая колонна	
		Верхний продукт	Кубовый продукт	Верхний продукт	Кубовый продукт
Этан	1,77	2,36	0,00	0,00	0,00
Пропан	27,55	36,78	0,00	0,00	0,00
Изобутан	26,24	35,03	0,03	0,09	0,00
Н–бутан	19,35	25,72	0,34	1,08	0,00
Изопентан	8,24	0,10	32,53	98,13	2,78
Н-пентан	8,63	0,01	34,35	0,70	49,62
C_6 и выше	8,22	0,00	32,74	0,00	47,60
ИТОГО	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Таблица 9.23. Составы потоков для последнего рассмотренного варианта состава ШФЛУ при температуре низа дебутанизатора $t_{н.д.}$ = 132 °С и температуре низа изопентановой колонны $t_{н.из.}$ = 85 °С

Состав (%масс.)	ШФЛУ	Дебутанизатор		Изопентановая колонна	
		Верхний продукт	Кубовый продукт	Верхний продукт	Кубовый продукт
Этан	1,59	2,68	0,00	0,00	0,00
Пропан	21,45	36,07	0,00	0,00	0,00
Изобутан	13,98	23,50	0,01	0,02	0,00
Н–бутан	21,16	35,49	0,13	0,36	0,00
Изопентан	16,41	2,02	37,35	98,32	1,61
Н–пентан	17,16	0,24	41,80	1,30	65,54
$С_6$ и выше	8,25	0,00	20,71	0,00	32,85
ИТОГО	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Сравнение табл. 9.22 и 9.23 показывает, что оптимальный температурный режим колонн определяется не только содержанием углеводородов $С_6$ и выше в ШФЛУ, но и относительным содержанием $_н$ – пентана в тяжелой части. Так, в последнем рассмотренном варианте в ШФЛУ и кубовых продуктах содержится относительно больше $_н$ – пентана, чем более тяжелых углеводородов, и поэтому оптимальные температуры низа колонн существенно ниже, чем для проектного состава сырья.

Итак, в результате проведенного исследования установлено, что оптимальный температурный интервал низа колонн очень узок – в пределах 1 °С, и поэтому очень важно его точное определение. Он, в свою очередь, определяется составом ШФЛУ, поступающей на установку, который меняется во времени. В связи с этим встает проблема оптимизации температурных режимов кубов колонн в конкретный момент времени для соответствующего этому моменту состава исходной ШФЛУ. Для решения этой задачи предложена схема, приведенная на рис. 9.17.

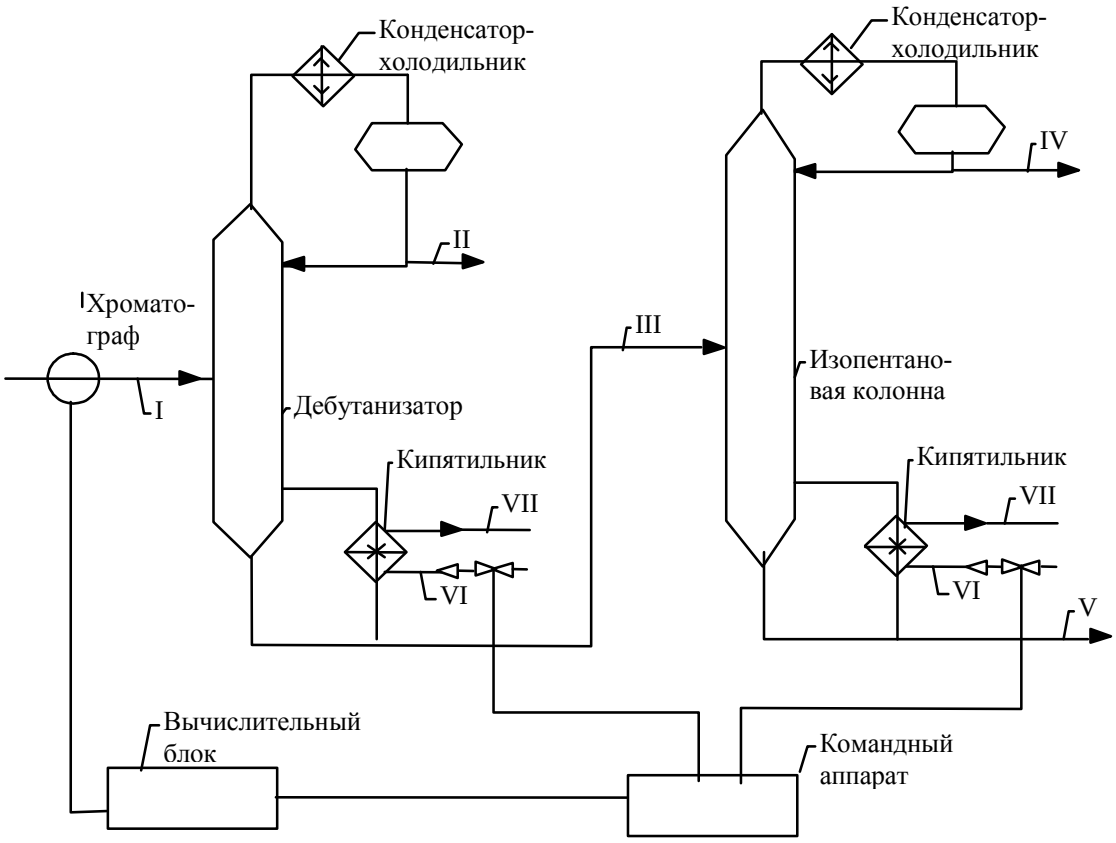


Рис. 9.17. Предлагаемая схема регулирования температуры низа дебутанизатора и изопентановой колонны.

Потоки: I – ШФЛУ; II – пропан-бутановая фракция; III – пентан-гексановая фракция; IV – изопентановая фракция; V – н-пентан и выше; VI – греющий пар; VII – конденсат

На линии подачи сырья на установку устанавливается хроматограф, который анализирует его состав и передает данные на вычислительный блок, в котором осуществляется математическое моделирование и точный расчет процесса ректификации при различных значениях технологических параметров и по алгоритму оптимизации находятся оптимальные значения температур низа дебутанизатора и изопентановой колонны, которые затем передаются на командный аппарат регулирования температуры низа колонн.

9.8. Модернизация дебутанизатора и изопентановой колонны

В данном разделе в качестве примеров рассмотрена возможность замены клапанных тарелок на современную нерегулярную насадку – каскадные мини-кольца Cascade Mini – Rings – CMR фирмы Glitsch, а также на новую

неупорядоченную насадку Инжехим с целью повышения качества разделения и снижения флегмовых чисел.

В качестве примера [5, 14] первоначально рассмотрим замену тарелок в колоннах на зарубежную насадку (рис. 9.18).

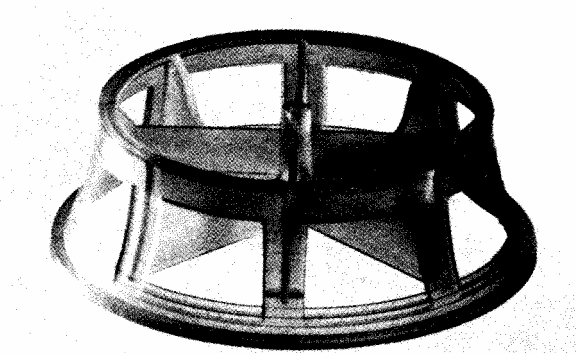


Рис. 9.18. Каскадные мини-кольца CMR (Glitch)

Фирма Glitch – производитель насадки – проводила исследования по эффективности массообмена на углеводородных системах и установила зависимость высоты, эквивалентной теоретической тарелке (ВЭТТ), от фактора скорости (рис. 9.19) [15], который определяется как:

$$F = V_S \sqrt{\frac{\rho_г}{\rho_ж - \rho_г}}, \qquad (9.1)$$

где F – фактор скорости, м/ч; V_S – линейная скорость паров в пространстве над жидкостью, м/ч.

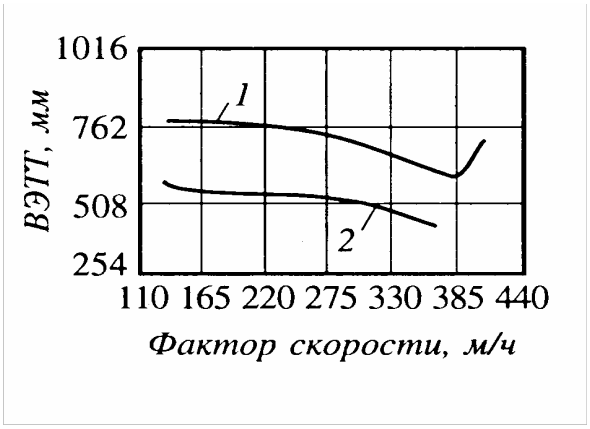


Рис. 9.19. Зависимость эффективности (ВЭТТ) от фактора скорости для металлических колец: *1*– Палля диаметром 50,8 мм; *2* – каскадных мини-колец № 2

Фактор скорости для дебутанизатора равен:

$$F = \frac{3500}{\left(\frac{2,4}{2}\right)^2 \cdot \pi} \sqrt{26/(490-26)} = 183 \text{ м/ч}. \qquad (9.2)$$

Согласно графику на рис. 9.19 ВЭТТ каскадных мини-колец для дебутанизатора составляет 0,6 м.

Фактор скорости для изопентановой колонны равен:

$$F = \frac{5900}{\left(\frac{2,4}{2}\right)^2 \cdot \pi} \sqrt{9/(490-26)} = 167 \text{ м/ч}. \qquad (9.3)$$

Согласно графику на рис. 9.22 ВЭТТ каскадных мини-колец для изопентановой колонны составляет 0,55 м.

Высота дебутанизатора составляет 41,9 м, расстояние от днища до нижней тарелки 3,76 м, расстояние от верхней тарелки до обводной трубы 1,6 м. Таким образом, высота дебутанизатора, пригодная под насадку, составляет 41,9 – 3,76 – 1,6 = 36,54 м. В насадочных колоннах высоту насадки рекомендуют не более 12 футов [16], т.е. секции по 3,65 м, между которыми располагаются перераспределители потоков. Это связано с тем, что при движении жидкости через слой насадки жидкость имеет тенденцию перемещаться от центра к стенкам, что уменьшает эффективность работы насадочной колонны. Высота дебутанизатора позволяет установить 7 секций с насадкой высотой по 3,65 м, что составит 3,65 × 7 = 25,6 м. При этом на перераспределитель потоков приходится 36,54 – 25,6 = 10,94 м. Если принять ВЭТТ 0,55 м, то слой насадки высотой 3,65 м составляет 6 теоретических тарелок, а 7 слоев – примерно 42 теоретические тарелки. Следовательно, в дебутанизатор можно положить насадку из каскадных мини-колец № 2, эквивалентную, по меньшей мере, 40 теоретическим ступеням контакта с учетом перераспределителей потоков между секциями.

Высота изопентановой колонны позволяет организовать 12 секций с насадкой с высотой по 3,65 м, что составит 43,8 м. При этом на перераспределители потоков приходится 60,36 – 43,8 = 16,56 м. Если принять ВЭТТ 0,55 м, то слой насадки высотой 3,65 м составит 6,65 теоретических тарелок, а 12 секций дадут примерно 80 теоретических тарелок.

Следующей задачей являлось определение падения давления и процента захлебывания по высоте колонны.

Для металлических каскадных мини-колец № 2 фактор насадки $f = 22$ [17]. По корреляциям Нортона находим значения падения давления и процент захлебывания по высоте колонны для дебутанизатора и изопентановой колонны.

Величина падения давления по высоте колонны является решающим параметром для вакуумных колонн, так как определяет энергозатраты. В нашем случае для колонн, работающих под давлением, она не играет особой роли. Процент захлебывания имеет гораздо большее значение, так как определяет гидродинамический режим работы насадочной колонны, а следовательно, эффективность массообмена и четкость разделения. Как показал расчет, для каскадных мини-колец № 2 процент захлебывания мал, так как для оптимизации массообмена рекомендуется работать при захлебывании 60–80 %, а по мнению некоторых исследователей [17], – даже вблизи точки захлебывания. Однако следует отметить, что метод Нортона во многих случаях занижает истинное значение процента захлебывания, поэтому при проектировании насадочных колонн необходимо задаваться небольшим запасом (10–15 %) относительно расчетного значения [18, 19].

Для интенсификации массообмена можно рекомендовать использование насадок меньшего размера, например каскадных мини-колец № 1, для которых фактор насадки равен 34. Повысить процент захлебывания также можно, конструктивно уменьшив диаметр колонны, например до 2 метров.

При использовании насадки из каскадных мини-колец № 2 при существующем диаметре колонн 2,4 м величина процента захлебывания весьма незначительна, следовательно, имеется резерв увеличения производительности блока извлечения изопентана. Рассмотрим возможность увеличения производительности дебутанизатора и изопентановой колонны с 54911 кг/ч (по проекту) до 83462 кг/ч, т.е. приблизительно на 50 % .

Интенсификация массообмена и увеличение числа теоретических тарелок в дебутанизаторе и изопентановой колонне при использовании высокоэффективной современной нерегулярной насадки – каскадных мини-колец № 2 фирмы Glitch (США) дает возможность уменьшения флегмового числа в колоннах при достижении требуемой четкости разделения. Для подтверждения этого были проведены расчеты процесса

ректификации в дебутанизаторе и изопентановой колонне при различных флегмовых числах.

Расчетами установлено (табл. 9.24), что замена клапанных тарелок на эффективную нерегулярную насадку – каскадные мини-кольца № 2 – позволит интенсифицировать массообменные процессы в колоннах, снизить флегмовые числа с 1,5 (по проекту) до 1,1 в дебутанизаторе и с 14,43 (по проекту) до 11,5 в изопентановой колонне с получением изопентановой фракции марки А по ТУ 38. 101494–79. Кроме того, расчеты падения давления и процента захлебывания по высоте колонн методом Нортона для каскадных мини-колец №2 показали возможность увеличения производительности блока извлечения изопентана приблизительно на 50 % [5, 14].

Таблица 9.24. .Результаты расчета колонн

Дебутанизатор			
	Насадка		До реконструкции
	Глитч	Инжехим	
Высота насадки	25,6 м	25,6 м	–
Производитель-ность, т/ч	83,4	83,4	54,9
Флегмовое число	1,1	0,95	1,5
Теоретические тарелки	42	52	~38
Изопентановая колонна			
	Глитч	Инжехим	До реконструкции
Высота насадки	43,8	43,8	–
Производитель-ность, т/ч	83,4	83,4	54,9
Флегмовое число	11,5	9,15	14,43
Теоретические тарелки	80	99	72

Одним из существенных ограничений в широком внедрении зарубежных насадок является высокая стоимость. Поэтому рассмотрена новая насадка Инжехим для реконструкции дебутанизатора и изопентановой колонн [21–23].

Расчеты на основе использования математической модели показывают, что значение ВЭТТ новой нерегулярной насадки при

проведении ректификации в изопентановой колонне составляет ~ 0,42–0,45 м, что на ~ 20 % меньше, чем ВЭТТ у насадки из мини-колец № 2. Следовательно, при одинаковой высоте насадочного слоя новая насадка обеспечит большее число теоретических тарелок.

При условии одинакового числа теоретических тарелок требуется меньшая высота насадочного слоя (и значит объем) с новыми насадочными элементами. Отсюда следует, что стоимость реконструкции колонн будет значительно ниже по сравнению с использованием зарубежных насадок.

Таким образом, установлено, что замена клапанных тарелок на новую насадку позволит интенсифицировать массообменные процессы в колоннах, снизить флегмовые числа с 1,5 (по проекту) до 1,1 в дебутанизаторе и с 14,43 (по проекту) до 11,5 в изопентановой колонне с получением изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494–79. Кроме этого возможно повышение производительности блока извлечения изопентана на 50 % по сравнению с тарельчатыми колоннами.

По приведенным выше результатам можно сделать следующие выводы. Для повышения производительности и увеличения числа теоретических ступеней контакта в колоннах путем расчета по уравнениям математической модели исследован процесс ректификации ШФЛУ при замене тарелок на современные высокоэффективные насадки. Установлено, что замена существующих клапанных тарелок дебутанизатора и изопентановой колонны на нерегулярную насадку – каскадные мини-кольца № 2 фирмы Глитч (США) – обеспечивают возможность получения изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494–79 и снижение флегмовых чисел. Производительность колонн при этом возрастает на 50 %. При замене тарелок на нерегулярную насадку кроме повышения производительности обеспечивается повышение эффективности разделения примерно на 20 %.

В результате проведенных исследований выбран режим процесса разделения широкой фракции тяжелых углеводородов, обеспечивающий производство изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494–79. В результате расширяется рынок сбыта продукции и повышается экономическая эффективность процесса.

Литература к девятой главе

1. **Еланцев С.В.** Получение товарного бутана и изобутана на Сургутском колонном оборудовании ЗСК / С.В. Еланцев, П.А. Мальковский, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев // Теплообменные процессы и

аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 2000. – С. 197–200.

2. **Минеев Н.Г.** Выбор вариантов реконструкции бутановых колонн на основе расчетов по математической модели / Н.Г. Минеев, П.А. Мальковский, С.В. Еланцев, В.Ф. Баглай // Математические методы в технике и технологиях (ММТТ–12): Тез. докл. междунар. научн. конф. – Великий Новгород, 1999.

3. **Ясавеев Х.Н.** Технология производства пропеллента углеводородного на Сургутском заводе стабилизации конденсата / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, И.И. Дияров // Массообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 1998. – С. 38–45.

4. **Дияров И.И.** результаты моделирования процесса разделения стабильного газового конденсата на Сургутском ЗСК. / И.И. Дияров, Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский и др.// Массообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 1998. – С. 207–213.

5. **Ясавеев Х.Н.** Основные проблемы и задачи разделения углеводородных смесей на Сургутском ЗСК / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, В.Ф. Баглай // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 2000. – С.4–7.

6. **Ясавеев Х.Н.** Перепрофилирование технологических установок для выпуска конкурентно-способной продукции / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский // Математические методы в технике и технологиях (ММТТ–14): Сб. тр. 14 Междунар. науч. конф. – Смоленск, 2001. – Т. 6. – С. 225–226.

7. **Ясавеев Х.Н.** Модернизация технологических схем и аппаратов в разделении углеводородных смесей / Х.Н. Ясавеев // Тепло-массообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. темат. сб. науч. тр. – Казань, 2003.

8. **Ясавеев Х.Н.** Процесс получения изопентановой фракции марки А по ТУ 38.101494-79 по газофракционирующей установке Сургутского завода стабилизации конденсатора (СЗСК) / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, И.Н. Дияров // Изв. ВУЗ-ов. Нефть и газ. – 1997. – № 6. – С. 165.

9. **Ясавеев Х.Н.** Процесс получения изопентана марки А на ГФУ Сургутского ЗСК / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, И.Н. Дияров, И.И.

Дияров// Тюменская нефть – вчера и сегодня: Тез. докл. на науч.-практич. конф. – Тюмень, 1997. – С. 16.

10. **Ясавеев Х.Н.** Моделирование процессов получения изопентановой фракции на газофракционирующей установке / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, И.Н. Дияров, И.И. Дияров // Математические методы в химии и технологиях: Тез докл. Междунар. конф. – Владимир, 1998. – С.71.

11. **Ясавеев Х.Н.** Моделирование процесса выделения изопентана из широкой фракции легких углеводов / Х.Н. Ясавеев, И.Н. Дияров // Изв. ВУЗ-ов. Нефть и газ. – 1998. – № 2. – С. 101–110.

12. **Ясавеев Х.Н.** Проблемы реконструкции изопентановой колонны на Сургутском заводе стабилизации конденсатора (СЗСК) / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, И.Н. Дияров // Химия и технология топлив и масел. – 1998. – № 6. – С. 30–33.

13. **West E. W.**, Erbar J. H. An evaluation of four methods of predicting the thermodynamic properties of light hydrocarbon systems, paper presented at 52d annu. Meet. NGPA, Dallas, Tex., March 26-28, 1973.

14. **Ясавеев Х.Н.** Повышение производительности и четкости разделения в колоннах путем замены клапанных тарелок на современную высокоэффективную насадку / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, И.И. Дияров // Тепломассобменные процессы и аппараты химической технологии: Темат. сб. науч. тр. вестника КГТУ. – Казань, 1998. – С. 206–215.

15. Глитч - 82 года новаторства. Glitsch, 1996.

16. **Ernest E. Ludwig**. Design for Chemical and Petrochemical Plants. Vol. 2. Gulf Publishing Co. 1989. – P.310.

17. **Кафаров В.В.** Основы массопередачи / В.В. Кафаров. – М.: Высш. шк. 1972.

18. **Bolles W. L.**, Fair J. R. I. Chem. E. Symp. Ser. 56. P. 3.3/35. 1979.

19. **Kister H. Z.**, Gill D. R., Chem. Eng. Prog., 87(2), P.32, 1991.

20. **Ясавеев Х.Н.** Математическое моделирование процессов разделения смесей в колоннах с новыми насадками / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, И.М. Шигапов, В.А. Данилов // Математические методы в технике и технологиях: Тез. докл. 12 Междунар. науч. конф. – Новгород, 1999. – Т. 4. – С. 83–85.

21. **Ясавеев Х.Н.** Высокоэффективные нерегулярные насадки для массообменных колонн / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, В.Ф. Баглай, М.И. Фарахов, Г.С. Дьяконов, А.Г. Лаптев// Нефтехимия–99: Тез. докл. V

междунар. конф. по интенсификации нефтехимических процессов. – Нижнекамск, 1999. – Т. 2. – С. 169–170.

22. **Дияров И.И.** Результаты моделирования процесса разделения стабильного конденсата на Сургутском ЗСК / И.И. Дияров, Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, Е.В. Боровков // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. – Казань, 2000. – С. 207–214.

23. **Ясавеев Х.Н.** Проектирование новых насадочных элементов для реконструкции массообменных колонн / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, И.М. Шигапов // Математические методы в технике и технологиях (ММТТ–14): Тез. докл. Междунар. науч. конф. – Смоленск, 2001. – Т. 1. – С. 141–143.

Глава 10

МОДЕРНИЗАЦИЯ УСТАНОВКИ МОТОРНЫХ И КОТЕЛЬНЫХ ТОПЛИВ

В данной главе приводится краткое описание технологической схемы установки получения моторных и котельных топлив. Проведен анализ и даны выводы по работе установки после модернизации фирмой «Глитч» и ИВЦ «Инжехим». Показана необходимость в модернизации кубовой части колонны К–1 и использования дополнительных колонны К–4 и К–5. Даны технические решения по использованию колонны К–4, разработаны новая колонна К–5 и станция эффективной утилизации тяжелых остатков нефтяных топлив [1–20].

10.1. Описание технологической схемы установки

Согласно первоначального проекта установка моторных и котельных топлив, входящая в состав комплекса производства топлив, предназначена для переработки смеси деэтанизированного стабильного газового конденсата и нефти Уренгойского месторождения в соотношении 9:1 с получением компонента автобензина А–76, топлива ТС–1, широкофракционного дизельного топлива, котельного топлива.

Год ввода установки – 1993.

Описание технологической схемы приведено с учетом выполненных модернизаций установки производства моторных и котельных топлив по предложению фирмы «Глитч» (И–1, К–1) в 1999 году и ИВЦ «Инжехим» (К–3) в 2000 году.

Установка производства моторных топлив (рис. 10.1), входящая в состав комплекса производства моторных топлив Сургутского завода стабилизации конденсата (ЗСК), предназначена для переработки стабильного конденсата, производимого на установках стабилизации конденсата, с получением фракций начала кипения (НК) – 70 °С – компонента автобензина, бензиновой фракции 85–160°С, керосиновой фракции 140–240 °С, дизельной фракции 140–340 °С, фракции > 340 °С – тяжелого остатка переработки.

Процесс получения базовых компонентов моторных топлив основан на следующих физических методах: ректификация и теплообмен. Процесс состоит из следующих стадий:

– нагрев и предварительное отбензинивание сырья;

– атмосферная перегонка;

– вторичная ректификация.

Нагрев и отбензинивание исходного сырья. Для выделения основного количества бензиновой фракции принята схема с колонной предварительного испарения И–1, которая позволяет частично фракционировать испаренное сырье, что не только облегчает работу основной атмосферной колонны ректификации К–1 по паровому потоку, но и исключает вынос с парами фракций с температурой кипения выше 180 °С (компонента керосиновой фракции).

Паровая фаза – бензиновая фракция направляется в колонну вторичной ректификации К–3. Жидкая фаза из колонны И–1 направляется в сложную колонну К–1.

Атмосферная перегонка. Разделение нижнего продукта испарителя И–1 производится по пределам выкипания углеводородных фракций. Перегонка осуществляется методом однократного испарения с ректификацией в сложной колонне.

В атмосферной колонне, кроме верхнего (фракция (фр.) НК–140 °С) и нижнего (фр. > 340 °С) продуктов, отбираются два боковых погона (фр. 140–240 °С и фр. 180–340 °С). Разные секции атмосферной колонны имеют различные паровые и жидкостные нагрузки, различные флегмовые числа. Кроме того, в атмосферной колонне К–1 организовано циркуляционное орошение, что позволяет использовать тепло этого потока и улучшить энергетические показатели процесса.

Для снижения температуры кипения нижнего продукта и более полного отгона среднедистиллятных фракций из остатка ректификацией в низ атмосферной колонны К–1 может подаваться перегретый водяной пар.

Давление в системе атмосферной перегонки принято из условий полной конденсации дистиллята, температура питания определена условием обеспечения массовой доли отгона на уровне или несколько выше отбора суммы дистиллята и боковых погонов.

Вторичная ректификация. Разделение верхних продуктов испарителя И–1 и атмосферной колонны К–1 производится по пределам выкипания углеводородных фракций. Перегонка осуществляется методом однократного испарения с ректификацией в сложной колонне К–3.

В колонне ректификации К–3, кроме верхнего (фр. НК–70 °С) и нижнего (фр. 140–240 °С) продуктов разделения прямогонной бензиновой фракции предусмотрена возможность отбора двух боковых погонов (фр. 50–100 °С с 12-й тарелки и 85–160 °С с 26-й тарелки).

Давление процесса вторичной ректификации принято из условий полной конденсации дистиллята, температура питания определена условием обеспечения требуемой массовой доли отгона.

Описание технологической схемы. Нагрев сырья осуществляется в рекуперативных теплообменниках теплом отходящих потоков с последующим нагревом в печи.

Нагретые потоки сырья смешиваются и с температурой 80–137 °С направляются в печь П–1, где нагреваются до 180–190 °С и поступают в колонну предварительного испарения И–1 двумя параллельными потоками.

Колонна предварительного испарения И–1 – вертикальный аппарат, в зоне ввода сырья которой установлены лопастные распределители сырья конструкции фирмы «Глитч». В верхней части колонны смонтировано 6 клапанных тарелок «Балласт ТМ» типа А–1 конструкции фирмы «Глитч», которые имеют большой рабочий диапазон.

Пары бензиновой фракции с верха колонны И–1 направляются на 21-ю тарелку колонны вторичной ректификации К–3.

В качестве орошения колонны И–1 используется бензиновая фракция НК – 140 °С, отбираемая с верха колонны К–1.

Нижний продукт колонны И–1 в смеси с рециркулятом атмосферной колонны К–1 нагревается в печи П–2/1–3 до температуры 260–286 °С и поступает в колонну К–1 на 43-ю тарелку.

С верха колонны К–1 отбирается фракция НК–140 °С и пары воды (в случае работы с подачей водяного пара) с температурой до 140 °С, которые конденсируются и охлаждаются в воздушных конденсаторах-холодильниках ХВ–1/1–4 до 80–95 °С.

Сконденсированная, охлажденная бензиновая фракция и вода поступают в рефлюксную емкость Е–1, где происходит отделение бензиновой фракции от воды.

Фракция НК–140 °С забирается из емкости насосами Н–3/1,2 и подается на орошение в колонну К–1. Часть фракции НК–140 °С подается от насосов Н–3/1,2 через воздушный холодильник ХВ–3, где охлаждается до температуры 40 °С и выводится в резервуарный парк как сырье для каталитического риформинга. Избыток фракции НК–140 °С подается в теплообменники Т–5/2,3 по трубному пространству, нагревается I боковым погоном колонны К–1 до температуры 130 °С и поступает на 16-ю или 20-ю тарелку колонны вторичной ректификации К–3.

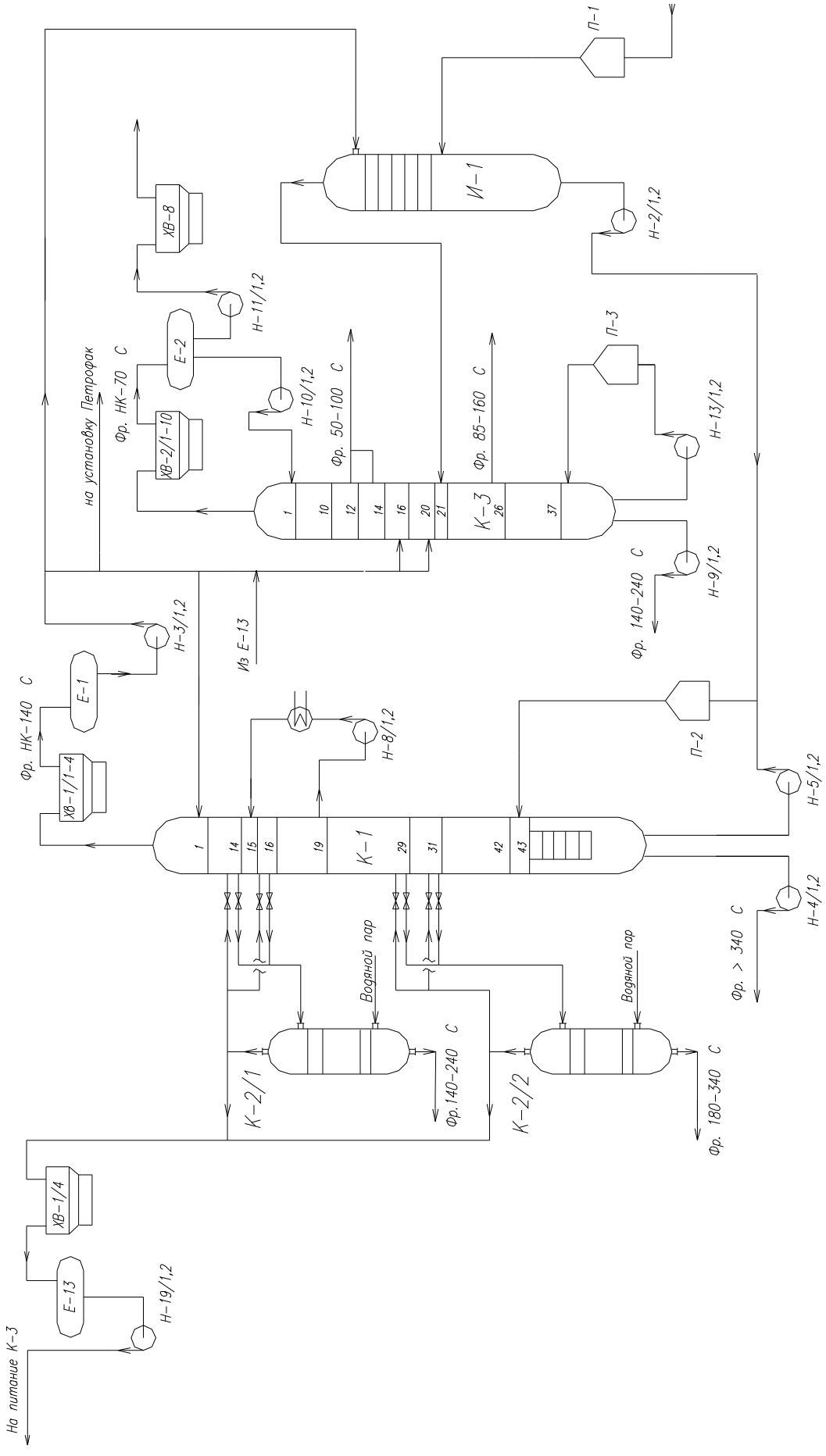


Рис. 10.1. Принципиальная технологическая схема УМТ

Избыточное тепло в колонне К–1 снимается циркуляционным орошением, которое забирается насосом Н–8/1,2 с 19-й тарелки с температурой 190–220 °С, прокачивается через межтрубное пространство теплообменников Т–3/1–4, Т–1, где отдает тепло на нагрев сырья и возвращается в колонну К–1 на 15-ю тарелку с температурой 150 °С.

Из колонны К–1 выводится два боковых погона:

- фракция 140–240 °С;
- фракция 180–340 °С.

I боковой погон – фракция 140–240 °С – выводится в отпарную колонну К–2/1 с 14-й или 16-й тарелки.

В отпарной колонне К–2/1 происходит отпарка легких фракций от фракции 140–240 °С. Предусмотрено два варианта работы отпарной колонны К–2/1:

- с подачей водяного перегретого пара в низ колонны;
- без подачи перегретого водяного пара в низ колонны.

II боковой погон – фракция 240–340 °С – выводится в отпарную колонну К–2/2 с 29-й или 31-й тарелки колонны К–1.

В отпарной колонне К–2/2 происходит отпарка легких фракций от фракции 180–340 °С. Так же как и в отпарной колонне К–2/1 предусмотрено два варианта работы:

- с подачей водяного перегретого пара в низ колонны;
- без подачи перегретого водяного пара в низ колонны.

Нижний продукт колонны К–1 – фракция > 340 °С – выводится в смеси с частью фракции НК–70 °С в промежуточные резервуары товарно-сырьевой базы.

Требуемая температура низа колонны К–1 обеспечивается нагревом в печи П–2 смеси нижнего продукта И–1 и рециркулята.

Сырьем колонны вторичной ректификации К–3 является паровая фаза из колонны И–1, которая подается двумя потоками на 21-ю тарелку, и бензиновая фракция НК–140 °С из рефлюксной емкости Е–1, которая подается на 16-ю или 20-ю тарелку К–3.

Из емкости Е–2 фракция НК–70 °С забирается насосом Н–11/1,2, прокачивается через воздушный холодильник ХВ–8, где охлаждается до температуры 40 °С, и выводится с установки в промежуточные резервуары ТСБ.

В колонне вторичной ректификации К–3 отбирается боковой погон – фракция 50–100 °С, которая направляется на смешение с фракцией НК–70 °С.

Фракция 50–100 °С выводится насосом Н–12/1,2 с 12-й или 14-й тарелки колонны К–3.

Фракция 85–160 °С выводится насосом Н–32/1,2 с 26-й тарелки колонны К–3 и через сырьевой парк товарно-сырьевой базы подается на секцию 400 установки ЛКС 35–64.

Нижний продукт колонны К–3 забирается насосом Н–9/1,2 и прокачивается по межтрубному пространству теплообменников Т–7/1–3, где отдает тепло на нагрев сырья, затем доохлаждается в воздушном холодильнике ХВ–7 и направляется на смешение с фракцией 140–240 °С и с фракцией 180–340 °С для получения широкофракционного дизельного топлива.

10.2. Проведенные варианты модернизации колонн УМТ (И–1, К–1, К–3)

Запущенная в эксплуатацию на Сургутском ЗСК в 1993 г. установка моторных топлив (УМТ) обеспечила потребности региона в дизельном топливе и прямогонной бензиновой фракции, используемой для компаундирования автобензинов. Однако строительство установки ЛКС 35–64 выдвинуло вопрос об изменении ассортимента продуктов, выпускаемых установкой. Кроме этого, УМТ работает на загрузках значительно ниже проектной, что приводит к невысокому качеству разделения углеводородного сырья. Математическому моделированию и разработке различных вариантов модернизации УМТ посвящены работы [7–15]. Были предложены различные технические решения. Выводы, сделанные после проведенных анализов и расчетов работы установки, указывают на необходимость дальнейшей реконструкции колонного оборудования.

Ниже рассмотрены технические решения по модернизации испарителя И–1 и колонны К–1, проведенные по предложению фирмы «Глитч» в 1999 г. и колонны К–3, проведенные по предложению ИВЦ «Инжехим» в 2000 г.

Вариант реконструкции по предложению фирмы «Глитч»

Для решения проблемы разделения сырья в испарителе И–1 и совершенствования работы атмосферной колонны К–1 с учетом получения сырья для ЛКС 35–64 был предложен вариант реконструкции по предложению фирмы «Глитч».

В результате выполненных гидравлических и технологических расчетов работы технологической схемы УМТ (испаритель И–1, колонны К–1 и К–3) установлено, что необходима модернизация испарителя И–1, контактных устройств в колонне К–1 и изменения в технологической схеме.

Работа И–1 без наличия контактных устройств и дополнительного орошения малоэффективна и не обеспечивала требуемое качество разделения сырья на фракции.

Выполненные гидравлические и технологические расчеты колонны К–1 в интервале изменения нагрузок от 420 до 795 $м^3$/ч по исходному сырью на УМТ показывают, что вверху клапанные тарелки работают с невысокой эффективностью.

Одним из недостатков в конструкции клапанных тарелок, используемых в колонне К–1 до 1999 г., являлось рядное расположение клапанов на полотне. Между полотнами имеется расстояние в ~ 80 мм, где не происходит процесс барботажа, т. е. часть жидкости идет байпасом (без контакта с паром).

Кроме реконструкции колонных аппаратов предложена модернизация технологической схемы установки моторных топлив [12].

Организован контур острого орошения испарителя И–1. В качестве орошения используется верхний продукт колонны К–1, охлажденный до 85–95 °С из емкости Е–1 подаваемый насосом Н–3/1,2.

Реконструкция К–1 заключалась в замене клапанных тарелок (с 1-й по 42-ю) на новые.

Фракции 140–240 °С отбираются из низа К–2/1 и из куба К–3. Фракции 180–340 °С – из низа К–2/2. Тяжелый остаток (> 340 °С) – из куба К–1 [12].

Предложенные выше технические решения были отражены в работах фирмы «Глитч», которые сводились к следующему. В испаритель И–1 установлены 6 клапанных тарелок «Балласт ТМ» типа А–1 конструкции фирмы «Глитч», имеющих широкий рабочий диапазон. В зоне ввода сырья установлены лопастные распределители сырья конструкции фирмы «Глитч». Организован контур острого орошения испарителя И–1 верхним продуктом К–1 из емкости Е–1 насосом Н–3/1–2. Температура острого орошения 85–95 °С. Реконструкция колонны К–1 сводилась к замене клапанных балластных двухпоточных тарелок с пластинчатыми клапанами на клапанные тарелки «Балласт ТМ» типа А–1 конструкции фирмы «Глитч». Замене подлежали тарелки с 1-й по 42-ю.

В апреле 1999 г. была проведена реконструкция УМТ с использованием аппаратурного оформления фирмы «Глитч».

Анализ показателей работы УМТ после проведенной модернизации фирмой «Глитч» с использованием технических решений, предложенных в диссертационной работе [12], позволил сделать ряд выводов.

Проведенная реконструкция установки моторных топлив позволила в значительной мере улучшить качество выводимых боковых погонов К–2/1, К–2/2. Это в первую очередь касается фракционного состава указанных продуктов. В выводимых боковых погонах значительно снизилось содержание легких фракций, о чем свидетельствует значительное увеличение температур выкипания: начала кипения 10 %, 30 %, 50 %. Кроме этого значительно снизились температуры выкипания – 70 %, 90 %, 96 %. Такое изменение фракционного состава привело к возрастанию вязкости выводимых боковых погонов и увеличению количества вырабатываемого дизельного топлива. Это объясняется в первую очередь возросшим качеством разделения в испарителе И–1 и высокой эффективностью новых контактных устройств.

Полученные фракции К–2/1, К–2/2 обладали всеми необходимыми свойствами для использования их в качестве сырья секций 200, 300 установки ЛКС 35–64. Однако среди фракций, получаемых на УМТ, отсутствовал продукт который можно было бы использовать в качестве сырья С–100. Для обеспечения сырьем С–100 установки ЛКС 35–64 необходима была фракция 85–160 °С. Процесс риформинга требует точного соблюдения фракционного состава сырья, поскольку это отражается на качестве риформата и состоянии катализатора.

Для получения бензиновой фракции 85–160 °С необходимо было использовать колонну вторичной ректификации К–3. В результате проведенных опытных пробегов выяснилось, что при использовании существующих контактных устройств, а также имеющейся обвязки получить необходимую фракцию 85–160 °С в колонне К–3 не удастся.

На основе расчетов была определена эффективность работы клапанных тарелок в колонне К–3 и предложен вариант модернизации, рассмотренный ниже [13].

Реконструкция колонны К–3 путем замены тарелок на новые контактные устройства

Для обеспечения работы установки ЛКС 35–64 необходимо наличие следующих фракций:

– 140–240 °С – сырье установки гидроочистки керосина (секция 300 ЛКС 35–64);

– 180–340 °С – сырье установки гидроочистки и депарафинизации дизельной фракции (секция 200 ЛКС 35–64);

– 85–160 °С – сырье установки каталитического риформинга (секция 100 ЛКС 35–64) с предварительной гидроочисткой (секция 400 ЛКС 35–64).

Для получения бензиновой фракции 85–160 °С необходимо использовать колонну вторичной ректификации К–3. В результате проведенных опытных пробегов выяснилось, что эксплуатация существующих контактных устройств, а также имеющейся обвязки получить необходимую фракцию 85–160 °С в колонне К–3 не удастся.

В колонне К–3 балластные тарелки с пластинчатыми клапанами, работающие до 2000 г., имеют существенные недостатки:

– неравномерность подъема клапанов и, как следствие, наличие байпаса по паровой фазе;

– значительная длина клапана и неудачное размещение балласта по отношению к клапану приводит к их выбиванию из отверстий тарелок.

Следствием неудовлетворительной работы контактных устройств К–3 является низкая эффективность тарелок по пару, по этому рассмотрен вариант модернизации колонны К–3 путем замены тарелок на новые контактные устройства [13].

Замена контактных устройств колонны К–3 на клапанные прямоточные тарелки с круглыми клапанами и модернизация существующей технологической схемы УМТ позволяет эксплуатировать К–3 в следующем режиме: отбор фракции 50–100 °С с 12-й тарелки, фракции НК–70 °С с верха, фракции 85–160 °С с 26-й тарелки и фракции 140–240 °С из куба колонны.

В сентябре 2000 г. по выше предложенным техническим предложениям осуществлена замена тарелок К–3 на новые клапанные тарелки и проведена модернизация технологической схемы УМТ ИВЦ «Инжехим».

Анализ работы УМТ после модернизации ИВЦ «Инжехим»

В октябре 2000 г. проведена опытная эксплуатация УМТ после проведенной модернизации К–3 и изменений в технологической схеме установки.

Боковой отбор продукта К–3 (фракция 85–160 °С) производился с 26-й тарелки. Сравнение качества продуктов, полученных в результате расчета и опытной эксплуатации, представлены в табл. 10.1–10.5.

Таблица 10.1. Фракционный состав паров бензина из И–1 в К–3

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания полученная, °С
2	40	51
5	46	–
10	61,4	66
30	70,3	–
50	88,23	91
70	90,73	–
90	118,8	136
98	147,4	161
Плотность при 20°С, кг/м^3	714	717,4

Таблица 10.2. Фракционный состав бензина из К-1

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания полученная, °С
2	65,33	62
5	80,89	–
10	89,83	90
30	104,06	–
50	113,55	117
70	120,38	–
90	147,37	158
98	164,1	168
Плотность при 20°С, кг/м^3	745,9	735,2

Для повышения глубины переработки сырья – стабильного конденсата специалистами ЗСК планируется использовать головную фракцию К–3 в качестве сырья для вновь проектируемой установки каталитической изомеризации легких бензинов.

К верхнему продукту К–3 предъявляются повышенные требования по качеству фракции.

Таблица 10.3. Фракционный состав верха К-3

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания, °С, полученная
2	32,45	37,9
5	35,84	–
10	39,25	44,6
30	46,04	–
50	58,78	52
70	64,35	–
90	72,32	68,3
98	85,69	87
Плотность при 20 °С, кг/м^3	673,04	–

Таблица 10.4. Фракционный состав бокового отбора с 26-й тарелки

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания полученная, °С
2	87,34	90,4
5	93,42	–
10	95,64	97,6
30	98,97	–
50	106,4	105,1
70	114,99	–
90	135,17	129,5
98	149,93	165
Плотность при 20°С, кг/м^3	749,3	744,5

Модернизированная колонна К–3 позволила получать на ней без дополнительной реконструкции следующие продукты:

– верхний продукт НК–90 °С (сырье изомеризации);

– фракция 50–100 °С боковой отбор с 12-й или 14-й тарелки;

– фракция 85–160 °С – боковой отбор с 26-й тарелки (сырье секции 100 ЛКС);

– фракция 140–240 °С – кубовый продукт К–3.

Таблица 10.5. Фракционный состав кубового продукта К–3

% об.	Температура выкипания расчетная, °С	Температура выкипания полученная, °С
2	118,87	134
5	122,05	–
10	125,94	138
30	134,1	–
50	142,89	145
70	150,08	–
90	164,5	165
98	197,6	223
Плотность при 20 °С, кг/м^3	772,09	774,6

В декабре 2000 г. и мае, июле 2001 г. проведена опытная эксплуатация УМТ, получены фракции, которые являются сырьем секции 100, 200, 300, 400 и установки каталитической изомеризации.

Качество продуктов К–3, полученные в результате опытной эксплуатации К–3 при одновременном отборе с 12-й и 26-й тарелки, представлены в табл. 10.6.

Предложенная и реализованная на УМТ ЗСК модернизация позволила без дополнительной реконструкции получить с К–3 одновременно сырье для изомеризации легких бензинов и сырье установки каталитического риформинга (секция 100 ЛКС 35–64).

Однако проведенные реконструкции по предложению фирмы «Глитч» (И–1, К–1) и ИВЦ «Инжехим» (К–3) имеют свои недостатки:

1) осталась незатронутой проблема по остаточному продукту куба К–1;

2) согласно новым требованиям, полученная фракция 85–160 °С с 26-й тарелки колонны К–3 не соответствовала по 90 % точке отгона требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, которая находится в интервале 135–145 °С.

Таблица 10.6. Качество продуктов колонны К–3 при одновременном отборе с 12-й и 26-й тарелки: расчетное и полученное в результате опытного пробега

Показа-тели	Плот-ность, кг/м^3	Температура выкипания, °С, для фракционного состава, % об.						
		2 % об.	10 % об.	30 % об.	50 % об.	70 % об.	90 % об.	98 % об.
Верхний продукт К–3								
Расчет	647,78	24,2	29,4	34,1	40,8	48,75	63,46	69,0
Получено	651,3	36	43	45	48	52	64	72
Боковой продукт К–3 с 12-й тарелки								
Расчет	711,6	54,7	66,3	69,6	76,6	83,4	93,58	103,4
Получено	712,6	63	70	72	74	87	100	103
Боковой продукт К–3 с 26-й тарелки								
Расчет	753,6	86,3	93,4	100,2	108,5	118,4	137,3	156,3
Получено	746,5	92	99	102	105	112	129	173
Кубовый продукт К–3								
Расчет	777,9	138	146,8	152,7	160,2	165,5	178,6	230
Получено	778,5	133	144	147	150	157	173	219

Для решения вышеуказанных проблем ниже рассмотрены следующие варианты модернизации [14] УМТ.

10.3. Модернизация колонны К–1 установки моторных топлив для получения продукта топочного мазута марки 100 по ГОСТ 10585

При существующей технологической схеме нижний продукт колонны К–1 фракция > 340 °С в смеси с частью фракции НК–70 °С выводится по линии некондиции в промежуточные резервуары товарно-сырьевой базы и реализуется как товарная нефть по ГОСТ 9675.

Куб колонны К–1 имеет следующие физико-химические характеристики, которые представлены в табл. 14.7.

Анализ показателей качества куба К–1 показывает, что он является маловязким, низкосернистым и содержит малое количество ванадия. Кроме того, он характеризуется низкой плотностью и низкой температурой вспышки и высокой температурой застывания. Как видно из табл. 14.7 куб К–1 не соответствует по показателю температуры вспышки ГОСТ 10585

«Топливо нефтяное. Мазут». Одной из причин низкой температуры вспышки куба К–1 является высокое содержание до 30 % светлых нефтяных фракций.

Для снижения содержания светлых нефтепродуктов в мазуте и повышения его качества предлагается в нижней части колонны тарелки с 42-й по 47-ю удалить и уложить упорядоченную насадку [14].

Тарелки с 43-й по 47-ю установлены в цилиндре диаметром 2 метра, который находится внутри колонны. Высота цилиндра ~ 2,2 метра.

Таблица 10.7. Физико – химические характеристики куба К–1

Показатели	Марки топлив		
	Куб К–1	Мазут марки 40	Мазут марки 100
Плотность при 20 °С	866,8	Не нормируется	
Вязкость условная (ВУ) при 80 °С, не более	2,2	8,0	16,0
Зольность, %, не более	0,005	0,04	0,05
Массовая доля механических примесей, %, не более	Отсутствует	0,5	1,0
Массовая доля воды, %, не более	Отсутствует	1,0	1,0
Массовая доля серы, %, не более I вид III вид	 0,13 –	 0,5 –	 0,5 –
Коксуемость, %, не более	0,5	Не нормируется	
Температура вспышки, °С, не ниже: в открытом тигле в закрытом тигле	 83 –	 90 –	 110 –
Температура, °С, не выше: Застывания Текучести	 21 –	 25 –	 42 –
Массовая доля ванадия, %	0,0001	Не нормируется	
Теплота сгорания удельная низшая, не менее: ккал/кг кДж/кг	 – 41018	 – 40740	 – 40530

Для модернизации необходимо удалить нижние тарелки с 43-й по 47-ю, а внизу цилиндра установить опорную решетку. В освободившееся пространство уложить упорядоченную насадку. Замена пяти клапанных тарелок на слой насадки обеспечит в данной области колонны не менее 3 теоретических тарелок, вместо одной в настоящее время.

В результате проведенных расчетов [14] был получен куб К–1 фракционного состава, который представлен в табл. 10.8 в сравнении с фактическим фракционным составом куба К–1.

Как видно из табл. 10.8, в кубе К–1 снизилось содержание светлых фракций, о чем свидетельствует увеличение температуры выкипания: начала кипения (НК), 5 %, 10 % точек отгона, в остаточном продукте значительно снизилось содержание светлых фракций с 30 % об. до 10 % об.

Таблица 10.8. Фракционный состав куба К – 1

Наименование	Плотность, кг/м^3	Температура выкипания, °С, для фракционного состава				
		НК	5 %	10 %	20 %	30 %
Куб К–1 фактический	866,8	101	175	223	278	301
Куб К–1 расчетный	895,6	178	250	328	–	–

До модернизации кубовый остаток колонны К–1 не соответствовал ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут». Из куба К–1 фактического был выделен продукт фракционного состава, соответствующий полученному расчетным путем. Центральной заводской лабораторией производства ОТК Сургутского ЗСК было проведено исследование куба К–1, соответствующего расчетному фракционному составу остаточного продукта. Целью исследования являлось определение на соответствие фракционного состава куба К–1, полученного расчетным методом, ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут». Анализ физико-химических характеристик исследуемого остатка, представленных в табл. 10.9, показал, что он может быть маркирован как топочный мазут марки 100, I вида (низкосернистый), малозольный с температурой застывания до 42 °С (ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут»).

Таблица 10.9. Физико-химические характеристики куба К–1, полученные расчетным путем

Показатели	Куб К–1	Марки топлив	
		Мазут марки 40	Мазут марки 100
1	2	3	4
Плотность при 20 °С	866,8	Не нормируется	
Вязкость условная (ВУ) при 80 °С, не более	2,2	8,0	16,0
Зольность, %, не более	0,005	0,04	0,05
Массовая доля механических примесей, %, не более	Отсутствует	0,5	1,0
Массовая доля воды, %, не более	Отсутствует	1,0	1,0
Массовая доля серы, %, не более I вид III вид	 0,13 –	 0,5 –	 0,5 –
Коксуемость, %, не более	0,5	Не нормируется	
Температура вспышки, °С, не ниже: в открытом тигле в закрытом тигле	 83 –	 90 –	 110 –
Температура, °С, не выше: Застывания Текучести	 21 –	 25 –	 42 –
Массовая доля ванадия, %	0,0001	не нормируется	
Теплота сгорания низшая, не менее: ккал/кг кДж/кг	 – 41018	 – 40740	 – 40530

10.4. Модернизация установки с использованием колонны К–4

Согласно проекту для разделения фракции 140–240 °С (остаток ректификации колонны К–3) на фракции 140–180 °С – компонент дизельного топлива, 180–240 °С – компонент сырья секции 200 (каталитическая депарафинизация) комбинированной установки ЛКС 35–64 на установке моторных топлив предусмотрена простая

ректификационная колонна К–4, в которой находится 20 клапанных тарелок.

Остаток ректификации из куба колонны К–3 без дополнительного нагрева подается на 10-ю тарелку колонны К–4.

С верха колонны К–4 выводятся пары фракции 140–180 °С, часть которых насосом Н–31/1,2 подается на верх колонны в качестве орошения, а балансовый избыток выводится с установки.

С низа колонны К–4 фракция 180–240 °С забирается насосом Н–30/1,2, прокачивается через теплообменник Т–7/3, где отдает свое тепло на нагрев сырья установки моторных топлив, охлаждается в воздушном холодильнике ХВ–7 и выводится с установки.

Как было указано, полученная фракция 85–160 °С с 26-й тарелки колонны К–3 не соответствовала по 90 % точке отгона требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, которая находится в интервале 135–145 °С. Для решения этой задачи предложено использовать колонну К–4 с получением других продуктов:

– фракции 120–160 °С – компонента фракции 85–160 °С, которая обеспечит 90 % точку выкипания;

– фракции 160–240 °С – компонента сырья секции 300 керосиновой фракции.

В результате проведенных гидравлических и технологических расчетов было определено, что работа колонны К–4 на клапанных тарелках малоэффективна и не обеспечивает требуемое качество разделения сырья на фракции 120–160 °С и 160–240 °С.

Повышение эффективности предлагается заменой клапанных тарелок в колонне К–4 на новую насадку IRG.

Производительность установки УМТ величиной 400 $м^3$/ч принята за номинальную и составляет 300,36 т/ч при заданной плотности 750,9 кг/$м^3$. Диапазон работы установки составляет 75 – 187,5 % от номинальной производительности, что соответствует 300 – 750 $м^3$/ч.

Состав (ИТК) и характеристики сырья были приняты по результатам анализов за 07.05 и 27.05 2001 г. и представлены в табл. 10.10.

Таблица 10.10. Характеристика сырья (ИТК)

Фракция	% масс	Сумма % масс
1	2	3
НК – 15 °С	0,29	0,29
15–30 °С	0,87	1,16

Окончание табл. 10.10

1	2	3
30–40 °С	6,11	7,27
40–50 °С	1,37	8,64
50–60 °С	3,05	11,69
60–70 °С	7,99	19,68
70–80 °С	4,93	24,61
80–90 °С	5,20	29,81
90–100 °С	12,03	41,84
100–110 °С	5,91	47,75
110–120°С	5,80	53,55
120–130 °С	6,04	59,59
130–140°С	5,18	64,77
140–150°С	2,00	66,77
150–160°С	3,53	70,30
160–170°С	2,94	73,24
170–180°С	2,33	75,57
180–190°С	1,84	77,41
190–200°С	1,77	79,18
200–210°С	1,20	80,38
210–220°С	1,36	81,74
220–230°С	1,13	82,87
230–240°С	1,11	83,98
240–260°С	1,87	85,85
260–280°С	1,55	87,40
280–300°С	1,43	88,83
300–320°С	1,20	90,03
320–340°С	1,02	91,05
340–360°С	1,07	92,12
360 °С – КК	7,88	100,00

На рис. 10.2 представлена модернизированная технологическая схема УМТ с использованием колонны К–4.

В табл. 10.11 представлен материальный баланс колонны К–4.

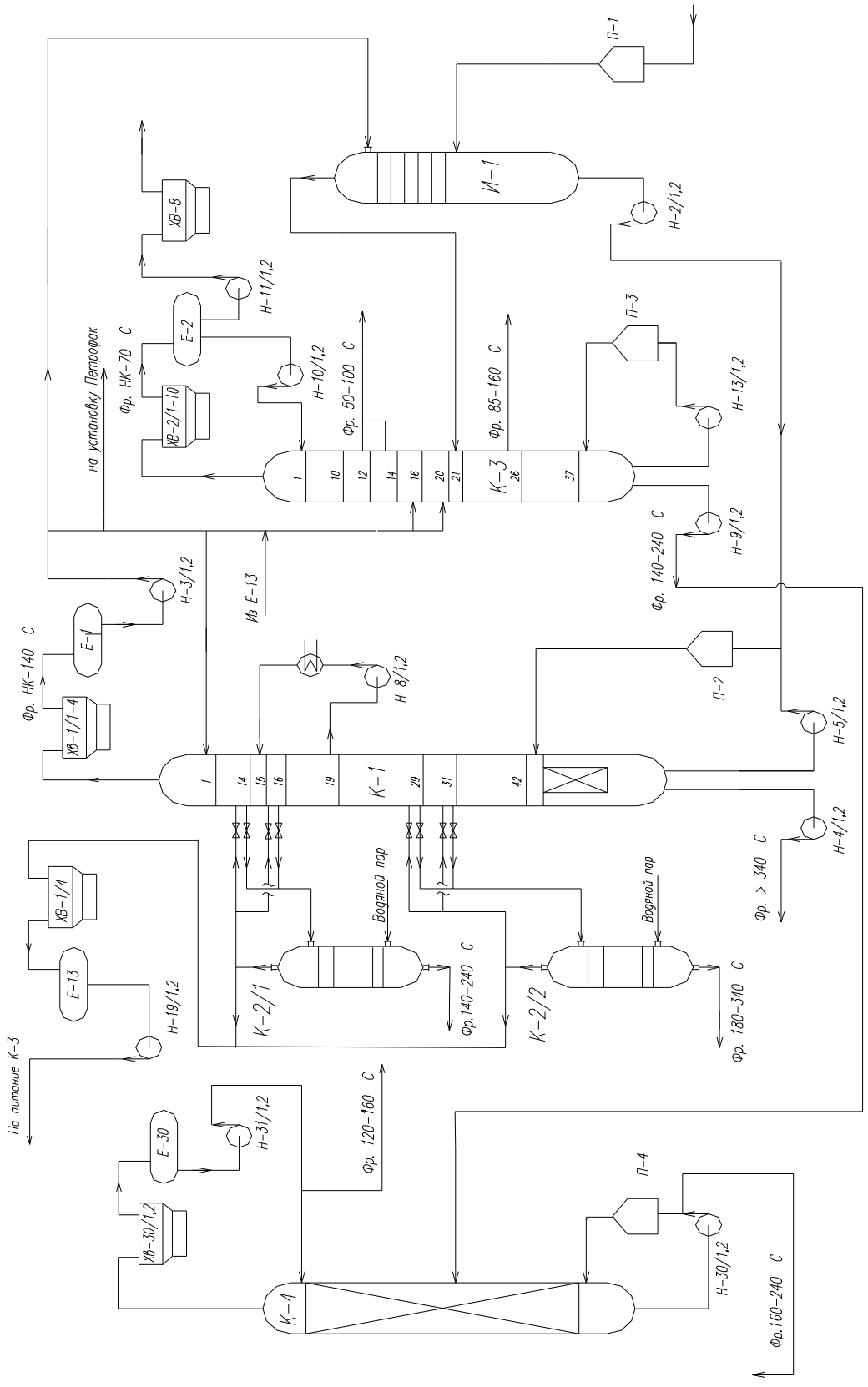


Рис. 10.2. Модернизированная технологическая схема УМТ

Таблица 10.11. Материальный баланс колонны К–4

Колонна	Расход, кг/ч	Выход по сырью, % масс
Питание К–4	37299,25	12,41
Верх К–4	31856,4	10,61
Куб К–4	5442,852	1,8

Характеристики технологического режима колонны К–4 представлены ниже.

Профиль температуры, °С

Емкость орошения	50
Верх колонны	148,73
Зона ввода сырья	166,4
Низ колонны	200,67

Профиль давления, кгс/см^2 (абс.)

Емкость орошения	1,4
Верх колонны	1,41
Низ колонны	1,60

Острое орошение К–4

Расход масс, кг/ч	20706,66
Объемн. расход, факт. м^3/ч	27,85
Температура, °С	50

Конденсатор ХВ – 30/1,2

Тепловая нагрузка, млн. ккал/ч	6,317

Печь П – 4

Полезная тепловая нагрузка, млн ккал/ч	3,34

Качества продуктов колонны К–4, полученные в результате расчета, представлены в табл. 10.12 – 10.13.

С целью повышения качества фракции 85–160 °С для каталитического риформинга был проведен расчет смешения фракции 85–160 °С с верхом колонны К–4 – фракцией 120–160 °С. Качество фракции после смешения бокового отбора с 26-й тарелки К–3 и верхнего продукта К–4 (расчетное) представлены в табл. 10.14.

Таблица 10.12. Фракционный состав верха колонны К–4

% об.	Температура выкипания, °С
2	115,29
5	118,32
10	120,83
30	129,43
50	135,39
70	141,03
90	152,27
98	159,83
Плотность при 20 °С, кг/м^3	764,03

Таблица 10.13. Фракционный состав куба колонны К-4

% об.	Температура выкипания, °С
2	153,3
5	167,9
10	171,48
30	175,72
50	180,69
70	189,49
90	230,2
98	267,54
Плотность при 20 °С, кг/м^3	789,22

Как видно из табл. 10.14, была получена фракция 85–160 °С, имеющая 90 % точку выкипания – 140 °С, которая соответствует требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, и находится в интервале 135–145 °С.

Кроме этого, важным обстоятельством является снижение энергозатрат на проведение процессов разделения углеводородного сырья.

Таблица 10.14. Качество фракции после смешения бокового отбора с 26-й тарелки К–3 и верхнего продукта К–4 (расчетное)

% об.	Температура выкипания, °С
2	92,5
5	97,8
10	102,31
30	106,7
50	113,84
70	123,51
90	140,16
98	159,95
Плотность при 20 °С, кг/м^3	751,07

Новая насадка обеспечивает снижение перепада давления по колонне в 35 раз по сравнению с клапанными тарелками и в 5 раз по сравнению с кольцами Рашига [10,14].

10.5. Разработка вакуумной колонны К–5 УМТ

Состав сырья установки

Состав (ИТК) и характеристики приняты по данным отчета ВНИИНП за 1997 г. по исследованию образца кубового остатка колонны К–1 УМТ ЗСК. Плотность кубового продукта К–1 составляет 870,9 кг/м^3. В табл. 10.15 представлена физико-химическая характеристика кубового остатка.

ВНИИНП проведена атмосферная разгонка образца в аппарате АРН–2 по ГОСТ 110011–85 до температуры 400 °С. В табл. 10.16 приведены характеристики узких фракций и фракционный состав (масс. %). По полученным данным построена кривая ИТК (истинные температуры кипения) и получено потенциальное содержание десятиградусных фракций (табл. 10.17).

В табл. 10.18 приведены характеристики остатков разной глубины отбора. Остатки характеризуются низкими значениями вязкости и содержанием серы и относительно высокими температурами застывания. Даны характеристики и результаты стандартной разгонки по Энглеру фракции с температурой кипения от 350–500 °С.

Остаток с температурой кипения выше 400 °С составляет 47,8 % масс. В отчете ВНИИНП отсутствовали результаты разбиения на фракции ИТК остатка с температурой кипения выше 400 °С. По данным табл. 10.18 содержание фракций с температурой кипения выше 500 °С равно 12,4 % масс. В табл. 10.19 даны результаты стандартной разгонки по Энглеру фракций с температурой кипения от 350–500 °С. По аналитической интерпретации графической зависимости Эдмистера осуществлен перевод стандартной разгонки по ГОСТ 2177–82 в кривую ИТК по ГОСТ 110011–85. Результаты пересчета представлены в табл. 14.20.

Таблица 10.15. Физико-химическая характеристика кубового продукта

Показатель	Значение	ГОСТ или методика
1	2	3
Плотность при 20 °С, кг/м^3	870,9	3900–82
Кинематическая вязкость при 50 °С, мм^2/с	5,6	33–82
Температура застывания, °С: с обработкой	20	20287–74
Коксуемость, % масс.	0,5	19332–74
Содержание, % масс.: воды хлористых солей, мг/л асфальтенов смол силикагелевых парафина/ т – ра пл.°С серы общей	 Отсутствует Отсутствует Следы 3,5 10,1/52 0,17	 2477–65 11858–66 11858–66 11851–85 1437–75
Температура вспышки, °С: в открытом тигле в закрытом тигле	 31 < – 35	 4333–48 6356–75
Фракционный состав, % об.: НК до 200 °С до 300 °С	 110 °С 11 27	 2177 – 82

Таблица 10.16. Фракционный состав кубового остатка по ГОСТ 11011 – 85 и физико – химическая характеристика узких фракций

№ фракции	Пределы отбора, °С	Выход, % масс.		Плотность при 20 °С, Кг/м^3	20 M_D	Молекулярная масса	Кинематическая вязкость, мм^2/с, при °С			Температура застывания, °С	Содержание серы, % масс.
		Фракции	Суммарный				20	50	100		
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	НК–62	0,45	0,45	679,3	1,3830	–	–	–	–	–	–
2	62–85	0,82	1,27	722,8	1,4000	–	–	–	–	–	–
3	85–100	1,14	2,41	735,1	1,4100	98	–	–	–	–	–
4	100–120	1,83	4,24	749,8	1,4178	106	–	–	–	–	–
5	120–140	1,89	6,13	765,5	1,4270	116	–	–	–	–	–
6	140–150	0,82	6,95	775,0	1,4324	124	1,01	–	–	–	Следы
7	150–160	0,89	7,84	780,4	1,4360	131	1,16	0,82	–	–	0,01
8	160–180	2,84	10,68	793,2	1,4421	141	1,46	0,96	–	<–60	0,02
9	180–200	1,94	12,62	806,7	1,4490	154	1,75	1,15	–	–58	0,03
10	200–230	2,66	15,28	820,4	1,4576	171	2,32	1,51	–	–43	0,03
11	230–240	1,18	16,46	830,5	1,4640	183	2,81	1,80	0,99	–34	0,03
12	240–250	1,18	17,64	936,2	1,4672	190	3,18	1,93	1,12	–29	0,04
13	250–260	2,41	20,05	842,6	1,4710	197	3,72	2,12	1,21	–24	0,04
14	260–280	2,37	22,42	845,4	1,4728	213	4,72	2,54	1,32	–18	0,05
15	280–300	3,14	25,56	848,2	1,4740	228	6,00	3,01	1,49	–12	0,06
16	300–320	3,53	29,09	850,2	1,4754	247	7,80	3,65	1,68	–4	0,07
17	320–340	5,89	34,98	852,5	1,4790	270	11,38	4,68	1,92	4	0,10

Окончание табл. 14.16

18	340–350	2,21	37,19	856,8	1,4804	279	15,03	5,70	2,16	11	0,13
19	350–360	2,50	39,69	859,2	1,4808	283	17,05	6,40	2,31	14	0,14
20	360–380	5,63	45,32	862,5	1,4830	290		7,78	2,69	19	0,16
21	380–400	5,78	51,10	865,5	1,4890	325		10,48	3,44	26	0,20
Остаток > 400		47,80	98,90	910,7	–	–	–	–	–	39	0,24
Потери		1,10	100	–	–	–	–	–	–	–	–

Таблица 10.17. Потенциальное содержание фракций

Температура, °С	Выход, % масс		Температура, °С	Выход, % масс,	
	Отдельные фракции	Суммарный		Отдельные фракции	Суммарный
НК–62	0,5	0,5	240–250	1,1	17,6
62–70	0,3	0,8	250–260	2,4	20,0
70–85	0,5	1,3	260–270	1,6	21,6
85–100	1,1	2,4	270–280	0,8	22,4
100–110	0,9	3,3	280–290	1,4	23,8
110–120	0,9	4,2	290–300	1,8	25,6
120–130	1,0	5,2	300–310	1,2	26,8
130–140	0,9	6,1	310–320	2,3	29,1
140–150	0,9	7,0	320–330	2,9	32,0
150–160	0,8	7,8	330–340	3,0	35,0
160–170	1,4	9,2	340–350	2,2	37,2
170–180	1,5	10,7	350–360	2,5	39,7
180–190	0,9	11,6	360–370	2,3	42,0
190–200	1,0	12,6	370–380	3,3	45,3
200–210	1,2	13,8	380–390	2,5	47,8
210–220	0,8	14,6	390–400	3,3	51,1
220–230	0,7	15,3	Остаток > 400	47,8	98,9
230–240	1,2	16,5			

Таблица 10.18. Характеристики остатков

Остаток выше, °С	Выход, % масс.	Плотность при 20 °С, кг/м^3	Вязкость условная при ^{0}С			Коксуемость, %	Температура °С		Содержание серы, %
			50	80	100		Застывания	Вспышки /р.т./	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
500	12,4	934,7		16,1	7,1	3,8	49	>310	0,27
400	47,8	910,7	6,9	3,0	2,5	1,4	39	240	0,24
350	61,7	896,8	4,1	2,3	1,7	1,3	37	210	0,23

Окончание табл. 10.18

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
300	73,3	890,0	2,3	1,4	1,3	1,0	34	187	0,21
Требования ГОСТ 10585–75									
М 100		<16,0				<25,42>	>100	0,5–3,5	

Таблица 10.19. Физико-химическая характеристика сырья для каталитического и гидрокрекинга

Показатель	Значение при температуре отбора фракций, при 350–500 °С	Показатель	Значение при температуре отбора фракций, при 350–500 °С
Выход, %	49,3	Фракционный состав, °С	
Плотность, кг/м^3	893,5	НК	342
Молекулярная масса	360	5 %	356
Вязкость кинематическая, мм^2/с:		10 %	365
при 50 °С	20,1	20 %	377
при 100 °С	5,2	30 %	384
Температура застывания, °С	34	40 %	395
Содержание серы, %	0,22	50 %	409
		70 %	441
		90 %	483
		95 %	491
		98 %	498
		КК	502

Таблица 10.20. Результаты пересчета по аналитической интерпретации графической зависимости Эдмистера стандартной разгонки по ГОСТ 2177–82 в кривую ИТК по ГОСТ 110011–85.

%	Температура, °С		%	Температура, °С	
	Стандартная	ИТК		Стандартная	ИТК
1	2	3	4	5	6
НК	342	332,406	60	424	448,31
10	365	348,06	70	441	473,015

Окончание табл. 10.20

1	2	3	4	5	6
20	377	370,59	80	460	497,306
30	384	384,89	90	483	525,8
40	395	403,42	95	491	535,22
50	409	426,06	98	498	543,524

Таблица 10.21. Состав исходной смеси (ИТК)

Температура, °С	Выход, % масс		Температура, °С	Выход, % масс	
	Отдельные фракции	Суммарно		Отдельные фракции	Суммарно
НК – 62	0,5	0,5	280–290	1,4	23,8
62–70	0,3	0,8	290–300	1,8	25,6
70–85	0,5	1,3	300–310	1,2	26,8
85–100	1,1	2,4	310–320	2,3	29,1
100–110	0,9	3,3	320–330	2,9	32,0
110–120	0,9	4,2	330–340	3,0	35,0
120–130	1,0	5,2	340–350	2,2	37,2
130–140	0,9	6,1	350–360	2,5	39,7
140–150	0,9	7,0	360–370	2,3	42,0
150–160	0,8	7,8	370–380	3,3	45,3
160–170	1,4	9,2	380–390	2,5	47,8
170–180	1,5	10,7	390–400	3,3	51,1
180–190	0,9	11,6	400–420	4,4	55,5
190–200	1,0	12,6	420–440	4,3	59,8
200–210	1,2	13,8	440–460	4,15	63,9
210–220	0,8	14,6	460–480	4,0	67,9
220–230	0,7	15,3	480–500	5,36	73,3
230–240	1,2	16,5	500–520	4,72	78,8
240–250	1,1	17,6	520–540	4,57	83,4
250–260	2,4	20,0	540–560	5,0	88,4
260–270	1,6	21,6	Более 560	12,4	100,8
270–280	0,8	22,4			

Построена графическая зависимость ИТК от состава и проведено разбиение смеси на узкие фракции в интервале температур кипения 400–

560 °С. В таблицах представлен состав исходной смеси (ИТК) в интервале температур от НК до 560 °С, который был принят в качестве сырья установки вакуумной ректификации кубового продукта К–1 УМТ ЗСК.

Установка вакуумной ректификации кубового продукта К–1

Анализ работы установки УМТ показал необходимость разделения кубового продукта колонны К–1 и использование полученных фракций для различных целей.

По данным исследования образца кубового остатка колонны К–1, проведенного ВНИИНП, содержание фракций с температурой кипения до 350 °С составляет 37,2 % масс., а начало кипения равно 110 °С.

Для отгонки из кубового продукта К–1 светлых нефтепродуктов предлагается использовать вакуумную ректификацию (колонна К–5). В качестве продуктов вакуумной колонны рассмотрено получение бензиновой фракции НК–180 °С, вакуумного газойля – фракции 180–340 °С и кубового продукта 340 °С – КК.

Вакуумный газойль (фракция 180–340 °С) может использоваться на УМТ в качестве сырья секции 200 ЛКС.

Для выбора технологической схемы с колонной К-5 ниже рассмотрены типовые схемы вакуумной ректификации.

В зависимости от типа остатка атмосферной перегонки (мазута) выделяют масляные дистилляты или вакуумный газойль. Для снижения температуры кипения разделяемых компонентов и предотвращения термического разложения сырья мазут перегоняют в вакууме. С углублением вакуума температура кипения компонентов снижается более резко (особенно компонентов большой молекулярной массы).

Кубовый остаток атмосферной колонны может перегоняться по топливному и масляному варианту.

При перегонке нефти и мазута в основном используют схему однократного испарения, т.е. исходную смесь нагревают в печи и подают в низ колонны. Для дополнительной отпарки легких фракций из остатка перегонки в куб колонны обычно подается водяной пар. На рис. 10.3 показана типичная схема вакуумной ректификации мазута. Исходная смесь, нагретая в печи, поступает в секцию питания колонны 3, происходит однократное ее испарение с отделением в сепарационной секции 2 паров дистиллята от мазута. Пары дистиллятной фракции делятся ректификацией на целевые фракции в сложной колонне 3, а из мазута за счет отпаривания водяным паром в нижней отпарной секции 5 выделяются

легкокипящие фракции. Отпаривание легкокипящих фракций из бокового погона производят водяным паром или «глухим» подогревом.

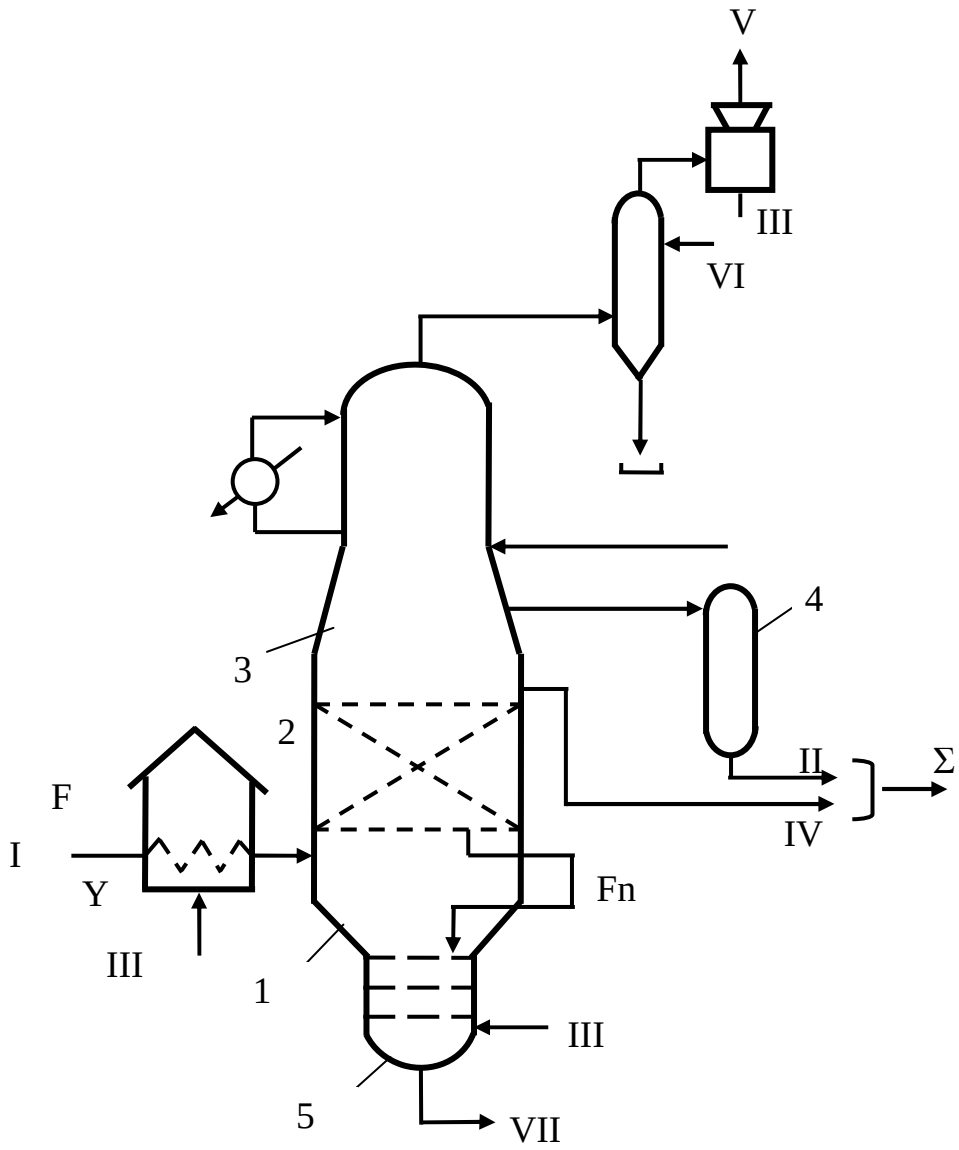


Рис. 10.3. Принципиальная схема вакуумной колонны для перегонки мазута:

1 – секция питания; 2 – сепарационная секция; 3 – сложная колонна; 4 – боковая отпарная секция; 5 – нижняя отпарная секция;

I – мазут; II – дистиллят; III – водяной пар; IV – затемненный продукт; V – газовая фаза; VI – вода; VII – гудрон

Дистилляты из вакуумной колонны можно откачивать непосредственного из сливного стакана, через осушитель и через отпарную колонну (рис. 10.4). Благодаря отпарным колоннам улучшается четкость деления, но затрудняется создание вакуума (из-за дополнительных сопротивлений трубопроводов и тарелок в отпарных секциях, подсоса воздуха через неплотности соединений).

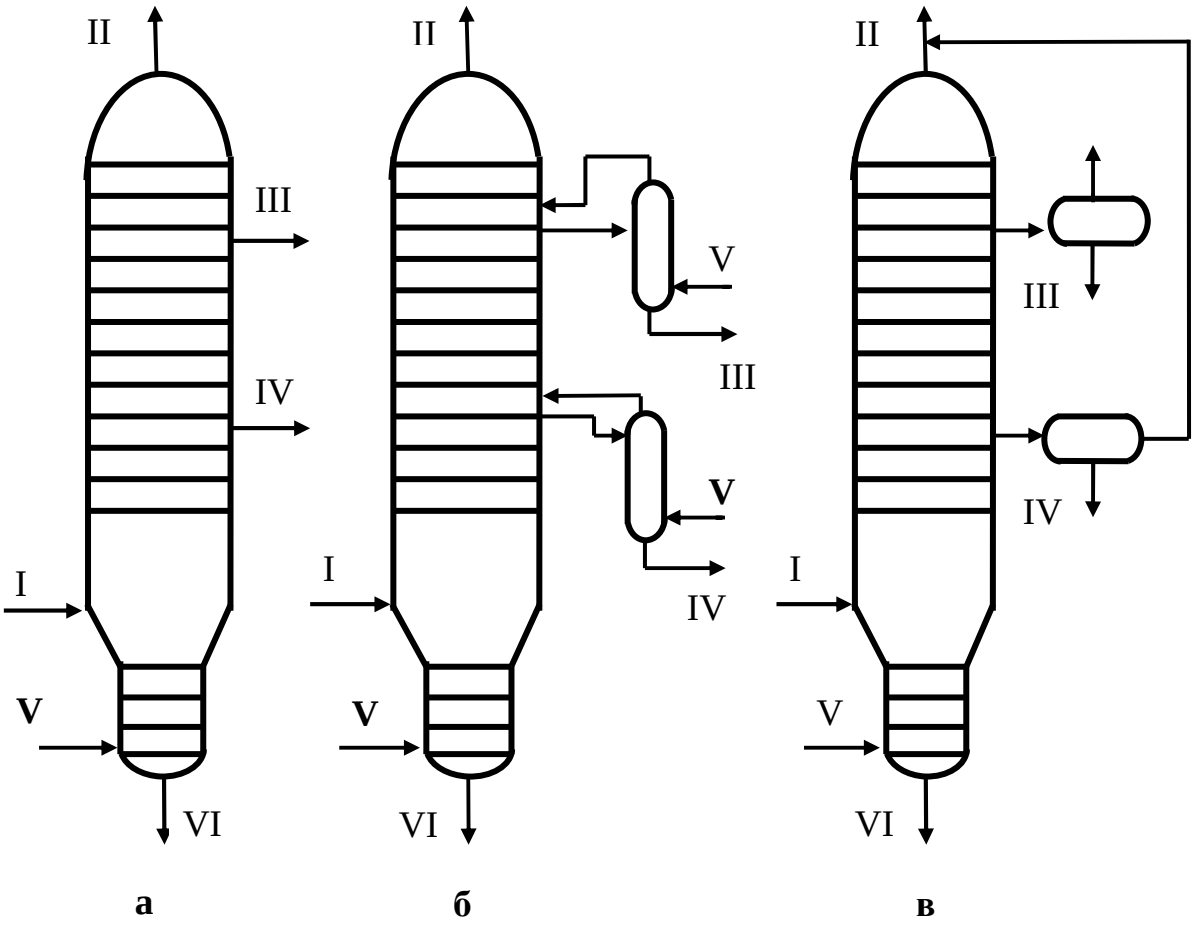


Рис. 10.4. Схемы вывода дистиллятов из вакуумной колонны: **а** – в виде жидкости из сливного стакана тарелки; **б** – из через отпарные колонны; **в** – через емкость.

Потоки I – мазут; II – пары к вакуумсоздающей аппаратуре; III – первый дистиллят; IV – второй дистиллят ; V – водяной пар; VI – гудрон

Вакуумная перегонка по топливному варианту предназначена для получения широкой масляной фракции с температурами выкипания 350–500 °С как и установки каталитического крекинга и гидрокрекинга.

На рис. 10.5 а) и б) изображены схемы атмосферной перегонки нефти и вакуумной перегонки мазута по топливному варианту с потоками атмосферного и вакуумного газойлей, направляемых на каталитический крекинг. На схемах рис. 10.5 показан рецикл флегмы с нижней тарелки концентрационной части колонны в печь. Применение рецикла незначительно увеличивает концентрации целевых компонентов в масляных фракциях, однако заметно снижает содержание металлов в вакуумном газойле.

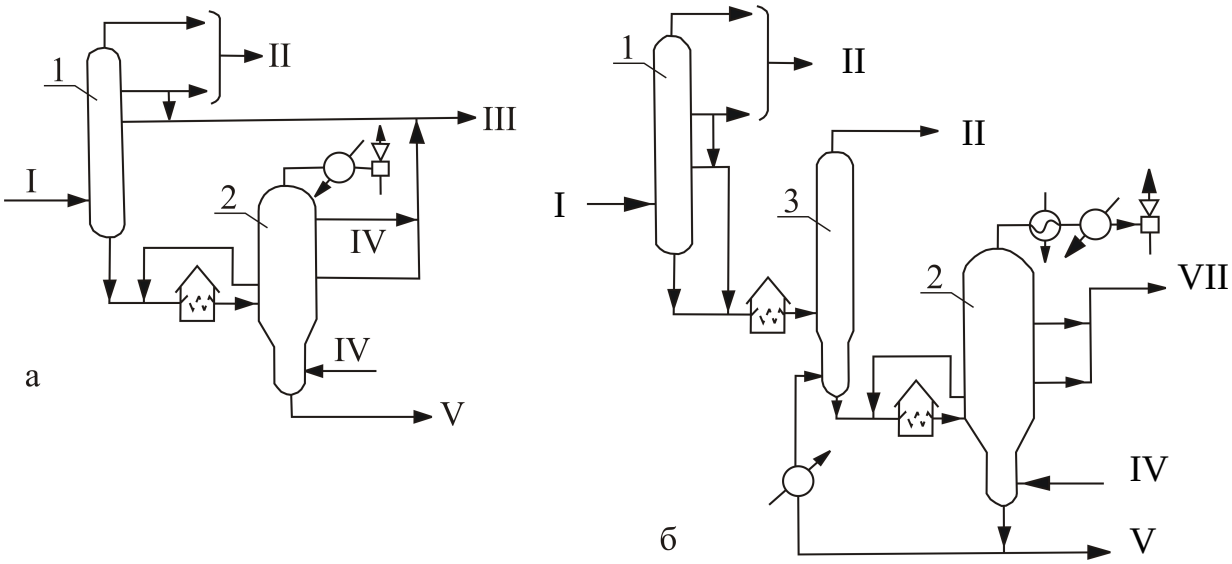


Рис. 10.5. Схема перегонки нефти и мазута по топливному варианту с получением жидкостного (а), жидкостного и парового (б) потоков атмосферного и вакуумного газойлей – сырья установки каталитического крекинга:

1 – атмосферная колонна; 2 – вакуумная колонна; 3 –промежуточный сепаратор; I – нефть; II – атмосферные дистилляты; III – атмосферный и вакуумный газойли в жидкой фазе; IV – водяной пар; V – гудрон; VI – атмосферный газойль в паровой фазе; VII – вакуумный газойль

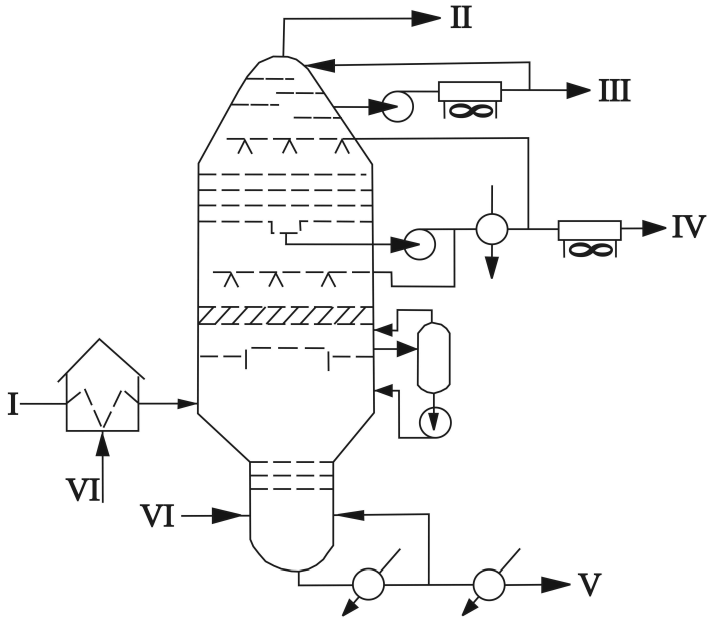


Рис.10.6. Схема вакуумной колонны по топливному варианту перегонки мазута:

I – мазут; II – неконденсируемые газы и водяной пар: III – легкий вакуумный газойль; IV – тяжелый вакуумный газойль; V – гудрон; VI – водяной пар

Качество широкой масляной фракции ухудшается в основном за счет жидкости, уносимой после однократного испарения сырья в питательной секции колонны. Поэтому при топливном варианте перегонки мазута более важно уменьшить унос тяжелой флегмы, для чего в секции питания устанавливают отбойники из сетки и промывные тарелки (рис. 10.6). Часть остатка может охлаждаться и закачиваться вновь в колонну для снижения температуры низа.

В конструкции вакуумной колонны применяют суженную отгонную часть, что способствует уменьшению времени пребывания остатка в колонне во избежание его разложения при высоких температурах.

К контактным устройствам вакуумных колонн предъявляются жесткие требования, так как они должны обеспечить минимальное гидравлическое сопротивление потоку паров при высокой разделительной способности и высокую производительность колонны по пару. Кроме того контактные устройства должны обеспечивать широкий диапазон стабильной работы колонны.

Схема вакуумной колонны с насадкой из колец Палля приведена на рис. 10.7. Высота слоя насадки по секциям имеет следующие размеры: 2,13; 2,74 и 1,81 м. Применение насадочной колонны вместо тарельчатой привело к снижению конца кипения легкого вакуумного газойля, повышению конца кипения тяжелого вакуумного газойля, к снижению содержания металлов в последнем и повышению отбора масляных дистиллятов.

При масляном варианте перегонки основная цель процесса – получить масляные фракции заданной вязкости, удовлетворяющие требованиям по цвету и температуре вспышки. При перегонке мазута по масляному варианту используются схемы однократного (рис. 10.8, а) и двукратного испарения по широкой масляной фракции (рис. 10.8, б) или по остатку (рис. 10.8, в). Наибольшее распространение получили схемы а и б.

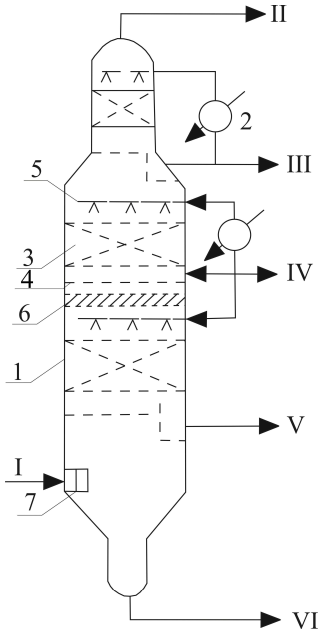


Рис.10.7. Схема вакуумной колонны для перегонки мазута по топливному варианту:

1 – колонна; 2 – холодильник; 3 – слой насадки; 4 – глухая тарелка; 5 – ороситель; 6 – сетчатый сепаратор; 7 – сепартор в трансферном трубопроводе; I – мазут; II – неконденсируемые газы; III – легкий вакуумный газойль; IV – тяжелый вакуумный газойль; V – рецикл затемненого продукта в печь; VI – гудрон

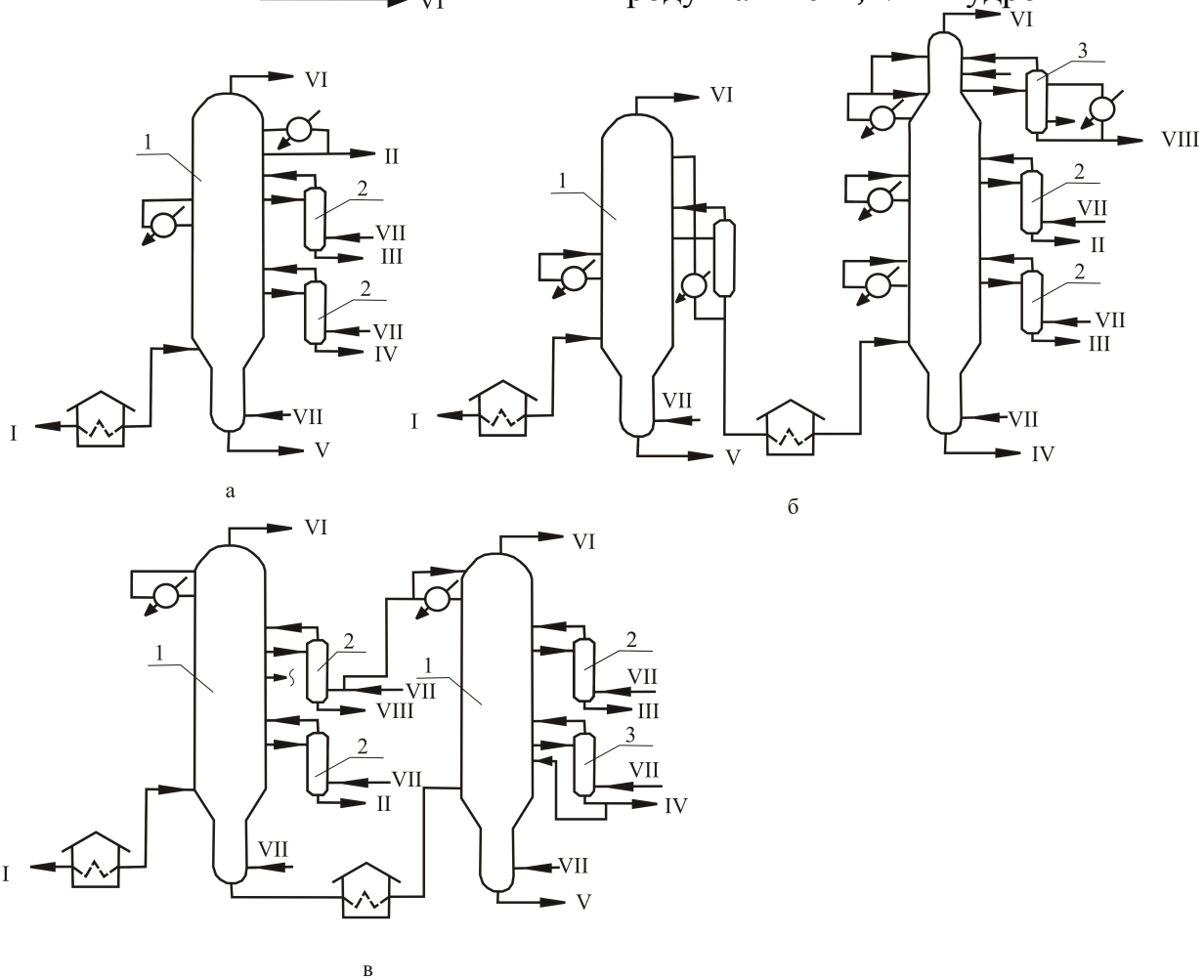


Рис 10.8. Схемы перегонки мазута по маслянному варианту при однократном (а) и двукратном испарении по широкой фракции (б) или по остатку (в): 1 – колонна; 2 – отпарная секция; 3 – емкость;

I – мазут; II – маловязкий дистиллят; III – средневязкий дистиллят; IV – высоковязкий дистиллят; V – гудрон; VI – неконденсируемые газы и водяной пар; VII – водяной пар; VIII – легкий .вакуумный газойль

При перегонке мазута по схеме с однократным испарением в вакуумной тарельчатой колонне трудно достичь необходимого качества фракций: налегание температур кипения между смежными фракциями может достигать 70–130 °С. Увеличение числа тарелок приводит к повышению давления в секции питания и снижению четкости разделения.

Схемы двукратного испарения мазута требуют больших энергетических затрат, однако, качество масляных дистиллятов улучшается и налегание температур кипения снижается до 30–60 °С.

На рис. 10.9 представлена схема глубоковакуумной перегонки мазута с предварительным испарителем и дополнительной отгонной колонной с исключением водяного пара в основной колонне. Применение данной схемы позволило улучшить четкость ректификации мазута, уменьшить размеры основной колонны и снизить затраты на создание вакуума.

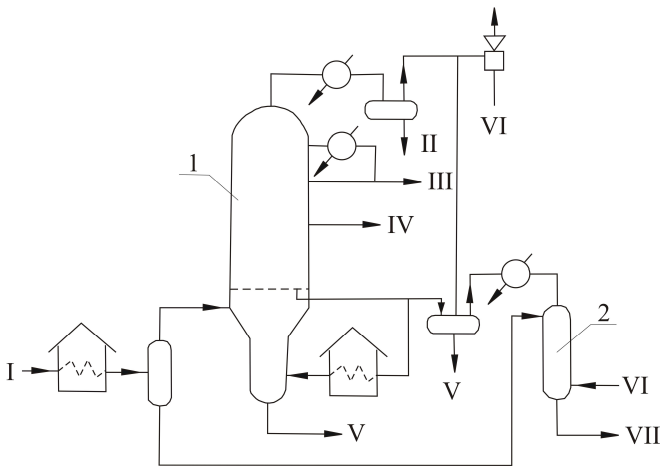


Рис. 10.9. Схема глубоковакуумной перегонки мазута двукратным испарением по остатку, с предварительным испарителем и доотгоном гудрона: 1 – вакуумная колонна; 2 – отпарная колонна;

I – мазут; II – конденсат; III – фракция 360–400 °С; IV – фракция 400–500 °С; V – фракция 480–580 °С; VI – водяной пар; VII – утяжеленный гудрон

Для установки АВТ-12, перерабатывающей самотлорскую нефть, отбор широкой масляной фракции возрастет на 7,2 %, нагрузка эжекторов уменьшится в два раза, необходимый диаметр колонны уменьшится с 12 до 10 м.

Как показал приведенный в данном разделе обзор наибольшие преимущества имеют колонны с комбинацией различных типов контактных устройств.

Описание технологической схемы

На основе выполненных расчетов на рис. 10.10 представлена разработанная технологическая схема вакуумной ректификации кубового продукта колонны УМТ [15, 16].

Нагретая исходная смесь подается на тарелку питания в парожидкостном состоянии. Доля пара в питании зависит от температуры нагрева смеси. С верха колонны отбирается пар и направляется в воздушные холодильники ХВ–1, где охлаждается до температуры 40 °С и поступает самотеком в емкость Е–1. Из емкости Е–1 насосом Н–1 забирается жидкая фаза (бензиновая фракция) и возвращается в качестве острого орошения в колонну.

Часть балансового количества бензиновой фракции по уровню в Е–1 забирается в качестве продукта – фракции НК–180 °С. В емкости Е–1 предусмотрена линия для связи с вакуум создающим устройством.

Фракция 180–340 °С отбирается из колонны в виде бокового отбора выше зоны ввода сырья. Для обеспечения конца кипения фракции 180–340 °С предусмотрено циркуляционное орошение (ЦО). Циркуляционное орошение выводится из колонны вместе с боковым отбором насосом Н–2, охлаждается в воздушном холодильнике и возвращается в колонну на тарелку, расположенную выше зоны отбора.

Для отпарки легких компонентов из кубового продукта вакуумной колонны обычно применяют перегретый водяной пар. Однако подача водяного пара в куб приведет к увеличению размеров колонны, при этом повысятся расходы на создание вакуума в К–5. При применении водяного пара будут обводняться продукты разделения колонны.

Для обогрева куба К–5 предлагается использовать «горячую струю», которая создается за счет нагрева рецикла кубового продукта К–5 в печи П–5. Отбор фракции 340 °С – КК производится по уровню в кубе К–5.

Известно, что термическая стабильность нефти позволяет нагревать сырье до температуры 350–360 °С.

Исходная смесь подается в среднюю часть колонны при температуре не выше 290 °С. Это позволит снизить паровую нагрузку в зоне выше тарелки питания. Для создания парового потока в исчерпывающей части колонны и отпарки легких фракций из кубового продукта в низ колонны предусмотрена подача «горячей струи».

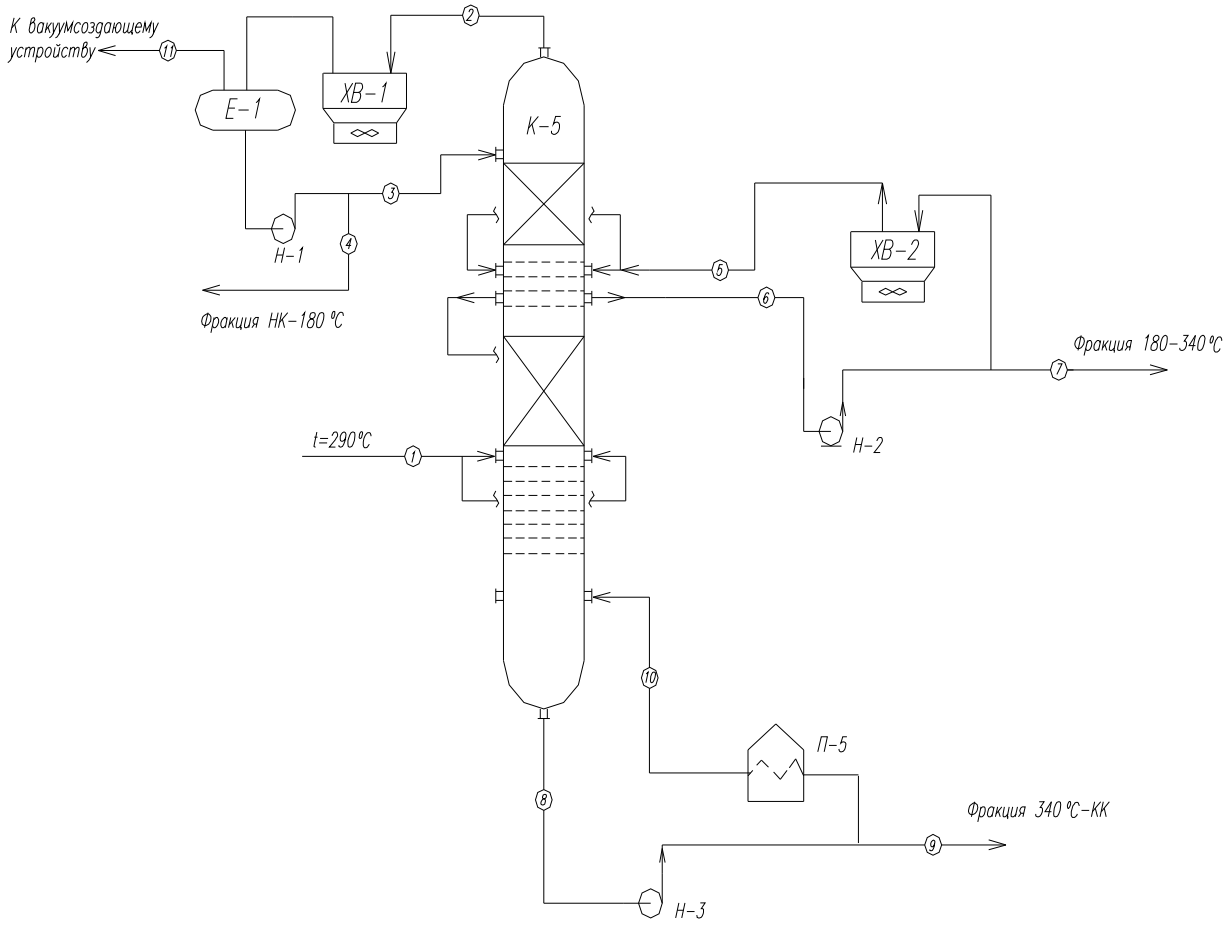


Рис. 10.10. Технологическая схема вакуумной ректификации:
1 – линия подвода парожидкостной исходной смеси; 2 – поток флегмы из колонны; 3 – линия возврата флегмы; 4 – поток фракции НК–180 °С; 5 – возврат бокового отбора; 6 – боковой отбор; 7 – поток фракции 180–340 °С; 8 – поток кубового продукта; 9 – поток фракции 340 °С – КК; 10 – возврат кубового продукта; 11 – поток фракции к вакуумному устройству

По результатам расчета в диапазоне нагрузок от 43 до 94 т/ч фактор паровой нагрузки исчерпывающей части колонны не ниже 0,85, в то же время объемный расход жидкости при максимальной нагрузке достигает 240 $м^3$/ч. Поэтому диаметр исчерпывающей части не уменьшается и конструктивно колонна выполнена одного диаметра. В качестве вакуумной колонны рассмотрен тарельчатый и насадочный вариант аппарата.

Выполнены расчеты по алгоритмам математической модели с выбором контактных устройств [9, 15, 16].

Тарельчатый вариант колонны

На рис. 10.11. представлен эскиз тарельчатой вакуумной колонны.

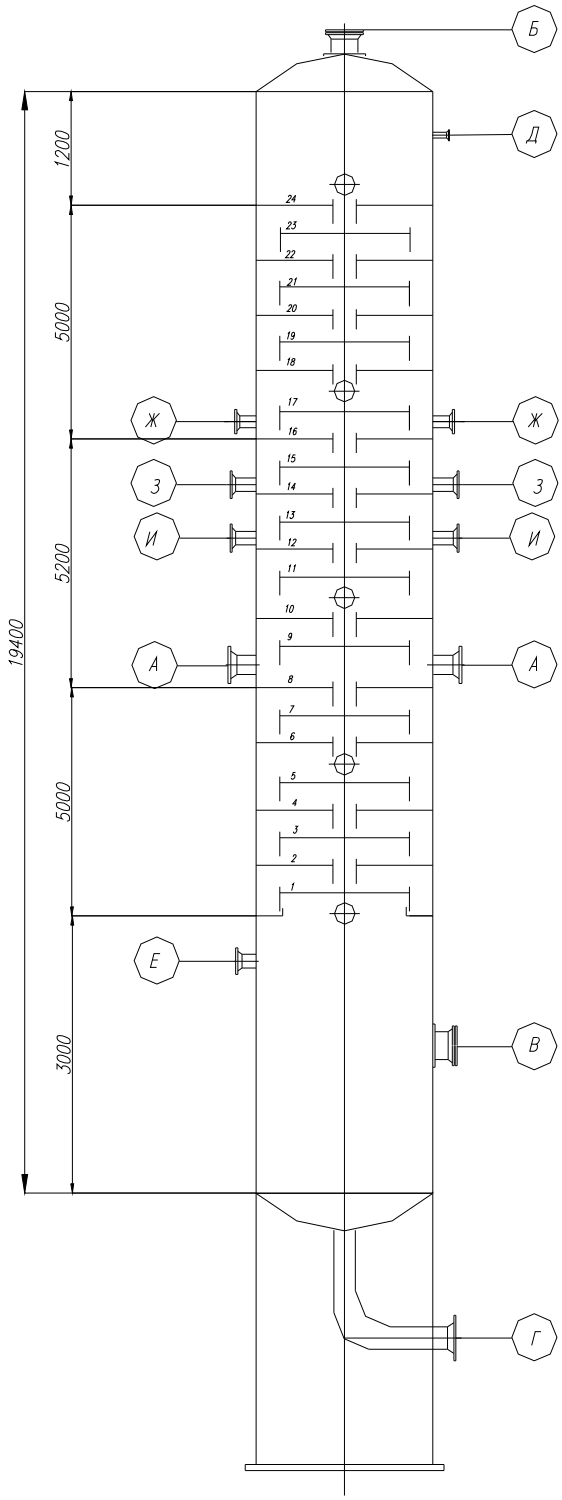
Вакуумная колонна К–5 представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные характеристики:

– диаметр колонны 3,6 м
– количество тарелок 24
– тарелка питания
(считая с низа колонны) 8
– тарелки бокового отбора 12
– тарелка отбора ЦО 14
– тарелка ввода ЦО 16

При выборе диаметра колонны также учитывались ограничения размера по доставке железнодорожным транспортом.

В вакуумной колонне предлагается установить ситчатые с отбойными элементами двухпоточные тарелки из просечно-вытяжного листа по ОН–26–02–30–66, которые имеют следующие конструктивные характеристики:

– диаметр 3,6 м
– расстояние между тарелками 600 мм
– относительное сечение отверстий ситчатого полотна 12,25 %
– относительная рабочая площадь тарелки 51 %
– число рядов отбойников 8
– число потоков 2
– длина линии слива на один поток 2,5 м



Обозначение	Назначение	Кол.	$D_{усков}$ (расч)
А	Вход питания	2	
Б	Выход паров	1	
В	Вход парожидкостного потока	1	
Г	Циркуляция в печь и кубовый остаток	1	
Д	Подача орошения	1	
Е	Подача водяного пара	1	
Ж	Вход циркуляционного орошения	2	
З	Выход циркуляционного орошения	2	
И	Боковой отбор	2	

Рис.10.11. Тарельчатая вакуумная колонна

Гидравлическое сопротивление колонны при максимальной нагрузке составляет 132 мм рт. ст., унос с тарелок не превышает 7,5 %.

Температура куба колонны, согласно расчетам, не превышает 357,3 °С.

Рабочий гидродинамический режим соответствует области устойчивой работы тарелок.

Материальный баланс

Входные потоки

Питание

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	43893,36	62704,8	94057,2
Температура, °С	290	290	290

Выходные потоки

Пар из колонны в холодильник

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	41209,3	44769,443	60107,52
Объемн. Расход, факт., $м^3$/ч	37476,63	40710,597	54656,666
Давление (абс), мм рт. ст.	228	228	228
Температура, °С	89,59	89,79	89,92

Отбор дистиллята (фракция НК–180 °С)

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	3296,744	4712,573	7071,473
Объемн. расход, факт., $м^3$/ч	4,48	6,4	9,6
Объемн. расход, станд., $м^3$/ч	4,38	6,26	9,39
Температура, °С	40	40	40

Отбор фракции 180–340 °С с 11-й тарелки

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	13148,57	18467,19	27709,57
Объемн. расход, факт., $м^3$/ч	18,03	25,33	38,04
Объемн. расход, станд., $м^3$/ч	15,7	22,07	33,12
Температура, °С	168,56	168,01	168,8

Отбор куба

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	27448,04	39525,04	59276,16
Объемн. Расход, факт., $м^3$/ч	39,644	57,11	85,882
Объемн. Расход, станд., $м^3$/ч	30,32	43,67	65,49
Температура, °С	354,4	354,44	357,29

Режимные параметры работы колонны К–5

Тепловые потоки колонны, ккал/ч

	Мин.	Ном.	Макс.
Приход тепла с питанием	8035646	11479490	17219240
Приход тепла с горячей струей из печи	4646112	5195923	7192486
Расход тепла в холодильнике–конденсаторе	4317799	4694552	6306131
Расход тепла с дистиллятом	64394,27	92045.2	138115
Расход тепла с боковым отбором	1143871	1601237	2415807
Расход тепла с кубовым продуктом	5595235	8058355	12207830

Профиль температуры, °С

	Мин.	Ном.	Макс.
Емкость орошения	40,0	40,0	40,0
Верх колонны	89,6	89,79	89,92
Боковой отбор	167,56	168	168,81
Зона ввода сырья	314,7	314,99	318,1
Низ колонны	354,4	354,44	357,29

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

	Мин.	Ном.	Макс.
Емкость орошения	223	223	223
Верх колонны	228	228	228
Зона ввода сырья	287,9	293	306
Низ колонны	323,9	332	359

Острое орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	37912,56	40056,87	53036,05
Объемн. расход, факт., $м^3$/ч	51,5	54,42	72,05
Температура, °С	40,0	40,0	40,0

Конденсатор

	Мин.	Ном.	Макс.
Тепловая нагрузка, ккал/ч	4317799	4694552	6306131

Циркуляционное орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	49457,41	70771,3	105437,1
Объемн. расход, факт., $м^3$/ч	65,28	93,42	139,17
Температура вывода/ввода, °C	119/60	119/60	119/60
Тепловая нагрузка, млн ккал/ч	1560460	2229228	3343843

Печь

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	123539,2	139713,3	194624
Температура на входе, °C	354	354	357
Температура на выходе, °C	374	374	377
Полезная тепловая нагрузка, ккал/ч	4646112	5195923	7192486

Качество питания и продуктов (расчетное) по ГОСТ 2177 – 82

Питание в колонну

% об.	Температура выкипания, °C
2	143,63
5	170,8
10	200
30	306,18
50	376,24
70	462,41
90	525,34
98	534,45

Плотность при 20 °C – кг/$м^3$ 870,89

Фракция НК–180 °C

% об.	Температура выкипания, °C
2	53

5	68
10	85
30	107
50	117
70	129
90	150
95	163,8
98	174,5

Плотность при 20 °С – кг/м^3 752,74

Боковой продукт (фракция 180–340 °С)

% об.	Температура выкипания, °С
2	178,6
5	189,5
10	194
30	242
50	268,7
70	301,68
90	322
95	336
98	352,8

Плотность при 20 °С – кг/м^3 837,36

Кубовый продукт

% об.	Температура выкипания, °С
2	348,9
5	363
10	368
30	403
50	454
70	497
90	531
98	538

Плотность при 20 °С – кг/м^3 905,34

Для снижения перепада давления рассмотрен насадочно-тарельчатый вариант вакуумной колонны.

Насадочно-тарельчатый вариант колонны

Комбинированные варианты использования различных типов контактных устройств в колоннах имеют определенные преимущества. Регулярные насадки могут работать при низких плотностях орошения и высоких значениях фактора пара, что характерно для вакуумных колонн. Насадки обладают сепарирующими свойствами и снижают брызгоунос. Современные нерегулярные насадки при малых перепадах давления обеспечивают высокую эффективность разделения.

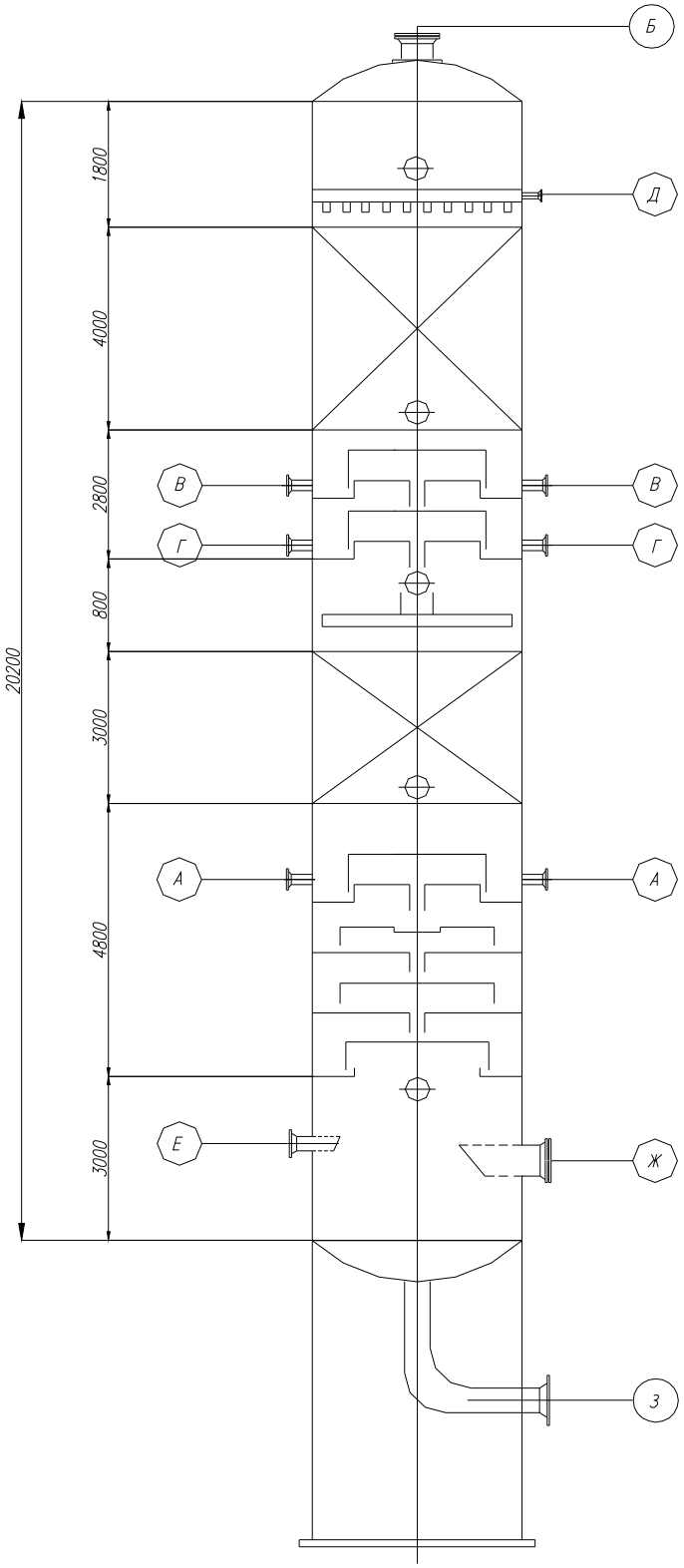
На рис.10.12 представлен насадочно-тарельчатый вариант колонны К–5 [9].

Вакуумная колонна представляет собой цельный аппарат и имеет следующие конструктивные характеристики:

– диаметр колоны	3,6 м
– высота слоя насадки 1	4 м
– высота слоя насадки 2	3 м
– количество тарелок	11
– ввод питания на тарелку (считая с верха колонны)	5
– боковой отбор и отбор ЦО	4
– ввод ЦО в колонну	1

В тарельчатой части вакуумной колонны предлагается установить ситчатые с отбойными элементами тарелки из просечно-вытяжного листа по ОН–26–02–30–66, которые имеют следующие конструктивные характеристики:

– диаметр	3,6 м
– расстояние между тарелками	600 мм
– относительное сечение отверстий ситчатого полотна:	
для тарелок с 1 по 4	20 %
для тарелок с 5 по 11	12,25 %
– число рядов отбойников	8
– число потоков	2
– длина линии слива на один поток	2,5 м
– относительная рабочая площадь тарелок	51 %



Обозначение	Назначение	Кол.	$D_{условн}$ (расч)
А	Вход питания	2	
Б	Выход паров	1	
В	Ввод циркуляционного орошения (Ц.О.)	2	
Г	Вывод Ц.О. и боковой отбор	2	
Д	Подача орошения	1	
Е	Подача водяного пара	1	
Ж	Вход парожидкостного потока	1	
З	Циркуляция в печь и кубовый остаток	1	

Рис. 10.12. Насадочно-тарельчатый вариант колонны

В верхней секции колонны размещен слой упорядоченной насадки высотой 4 м. В качестве насадочных элементов можно использовать насадку IRG (гл. 6). Для перераспределения жидкости и пара, организации бокового отбора и ЦО и ввода ЦО размещены ситчатые тарелки с отбойными элементами. Относительное свободное сечение полотен из просечного листа увеличено по сравнению со стандартным значением до 20 %. Это позволит уменьшить унос с тарелок жидкой фазы паровым потоком.

Ниже 4-й тарелки с центральным переливом размещен распределитель жидкости в виде желоба. Жидкая фаза из центрального перелива тарелки непосредственно подается в распределительный желоб оросителя. Необходимое число точек орошения обеспечивается конструкцией оросителя. Ниже оросителя размещен второй слой насадки высотой 3 м.

Гидравлическое сопротивление колонны при максимальной нагрузке снизилось на 30 % по сравнению с тарельчатым вариантом и составляет 91,7 мм рт. ст. Соответственно уменьшилась на 14,5 °С температура куба колонны и составила 342,8 °С. Как следствие, повысилась термическая стабильность кубового продукта в вакуумной колонне. Фактор пара в верхнем слое насадки не превышает 2,1 (м/с)кг^{0,5}. Унос с тарелок зоны ЦО и бокового отбора не превышает 7,4 %.

Материальный баланс

Входные потоки
Питание

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	43893,36	62704,8	94057,2
Температура, °С	290	290	290

Выходные потоки
Пар из колонны в холодильник

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	41175,61	44752,36	67136,33
Объемн. расход, факт., м^3/ч	55204,02	59992,59	90001,16
Давление (абс), мм рт. ст.	150	150	150
Температура, °С	78,39	78,72	78,77

Отбор дистиллята (фракция НК–180 °С)

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	3294,048	4710,773	7066,981
Объемн. расход, факт., м^3/ч	4,476	6,26	9,6
Объемн. расход, станд., м^3/ч	4,377	6,26	9,39
Температура, °С	40	40	40

Отбор фракции 180–340 °С с 11-ой тарелки

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	13142,17	18457,42	27691,48
Объемн. расход, факт. м^3/ч	17,74	24,93	38,1
Объемн. расход, станд. м^3/ч	15,696	22,06	33,444
Температура, °С	152,2	152,95	153,49

Отбор куба

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	27457,14	39536,61	59298,746
Объемн. расход, факт., м^3/ч	39,09	56,32	84,77
Объемн. расход, станд., м^3/ч	30,33	43,68	65,51
Температура, °С	342,8	338,83	354,4

Режимные параметры работы колонны К – 5

Тепловые потоки колонны, ккал/ч

	Мин.	Ном.	Макс.
Приход тепла с питанием	8134203	11620290	17430430
Приход тепла с горячей струей из печи	3915348	4467085	6532113
Расход тепла в холодильнике-конденсаторе	4116015	4479663	6306131
Расход тепла с дистиллятом	64345,3	92012,59	138033,7
Расход тепла с боковым отбором	1023859	1430651	2166865
Расход тепла с кубовым продуктом	5284874	7616975	11592210

Профиль температуры, °С

	Мин.	Ном.	Макс.
Емкость орошения	40,0	40,0	40,0
Верх колонны	78,39	78,72	78,77
Боковой отбор	152,2	152,9	153,49

Зона ввода сырья	297,27	298,3	302,05
Низ колонны	338,6	338,83	342,8

Профиль давления, мм рт. ст. (абс)

	Мин.	Ном.	Макс.
Емкость орошения	145	145	145
Верх колонны	150	150	150
Зона ввода сырья	186	191	207
Низ колонны	208	216	241

Острое орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	37881,54	40041,56	60069,35
Объемн. расход, факт., $м^3$/ч	51,47	54,4	81,6
Температура, °C	40,0	40,0	40,0

Конденсатор

	Мин.	Ном.	Макс.
Тепловая нагрузка, ккал/ч	4116015	4479663	6721594

Циркуляционное орошение

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	31407,47	50085,16	66853,59
Объемн. расход, факт., $м^3$/ч	38,85	62,02	82,78
Температура вывода/ввода, °C	151,9/60	152/60	153,5/60
Тепловая нагрузка, млн ккал/ч	1560460	2468074	3343843

Печь

	Мин.	Ном.	Макс.
Расход масс, кг/ч	102779,4	119047,3	174337,5
Температура на входе, °C	338,6	338,8	342,8
Температура на выходе, °C	358,6	358,8	362,8
Полезная тепловая нагрузка, ккал/ч	3915348	4467085	6532113

Качество питания и продуктов (расчетное) по ГОСТ 2177–82

Питание в колонну

% об.	Температура выкипания, °С
2	143,63
5	170,8
10	200
30	306,18
50	376,24
70	462,41
90	525,34
98	534,45

Плотность при 20 °С, кг/м^3 870,89

Фракция НК–180 °С

% об.	Температура выкипания, °С
2	53
5	67,85
10	85
30	107,2
50	117,9
70	129,5
90	149,63
95	163,48
98	174

Плотность при 20 °С, кг/м^3 752,78

Боковой продукт (фракция 180–340 °С)

% об.	Температура выкипания, °С
2	179,2
5	189,7
10	194,6
30	242
50	268,6
70	301,54
90	321,6

95	336,65
98	352,3
Плотность при 20 °С, кг/м^3	836,647

Кубовый продукт	
% об.	Температура выкипания, °С
2	348,4
5	361,5
10	366,5
30	402,3
50	453,3
70	497
90	531,3
98	538,5
Плотность при 20 °С, кг/м^3	905,13

В случае комбинированного варианта колонны гидравлическое сопротивление при максимальной нагрузке снизилось на 30 % по сравнению с тарельчатым вариантом и составило 91,7 мм рт. ст. Соответственно уменьшилась на 14,6 °С температура куба колонны, которая при данном варианте составляла 342,8 °С, и, как следствие, повысилась термическая стабильность кубового продукта в вакуумной колонне.

Преимущества второго варианта – снижение температуры в кубе, меньший перепад давления и снижение уноса жидкой фазы.

10.6. Эскизная проработка станции утилизации ВЭР

В результате перегонки кубового остатка К-1 в ректификационной вакуумной колонне К-5 остается тяжелый остаток, содержащий парафины, который можно использовать в качестве вторичных энергоресурсов (ВЭР). Эффективная утилизация этого остатка на месте производства отработана недостаточно, транспортировка затрудняется тем, что он имеет высокую вязкость. Поэтому актуальной задачей является разработка технологии и аппаратурного оформления для эффективной утилизации жидких ВЭР с получением дополнительной энергии (пар, горячая вода, электроэнергия).

Предложенная технология утилизации кубового продукта (КП)

производится путем сжигания КП в котлах с получением пара, который, в свою очередь, направляется на турбоагрегаты, соединенные с электрогенераторами. Конечным продуктом утилизации является электроэнергия, которую можно использовать для собственных нужд, а также поставлять в единую электросеть района расположения станции утилизации КП (в дальнейшем – СУ ВЭР) [15–20].

По основным физико-химическим показателям КП соответствует мазуту марки М40, поэтому для теплотехнических расчетов теплообменного оборудования с достаточной точностью можно пользоваться данными физических свойств мазута М40.

Режим работы СУ ВЭР (рис. 10.13) полностью зависит от режима работы ректификационной колонны, т.е. непрерывная работа в течение 11 месяцев и один месяц на проведение всех видов ремонта. При круглосуточной работе СУ ВЭР в течение 11 месяцев нарабатывается 332·24 = 7968 часов. При остановке работы СУ ВЭР в связи с аварийными причинами КП должен утилизироваться другими способами, например, сжиганием на специальном факеле. В течение месяца ремонтных работ на колонне работа СУ ВЭР может обеспечиваться подачей топочного газа. В таком случае время работы СУ ВЭР составит 362·24=8688 ч/год.

СУ ВЭР вырабатывает переменный электрический ток с частотой 50 Гц и напряжением 110 кВ, который через главный распределительный пункт может использоваться на заводе. Система технического водоснабжения – оборотная с градирнями.

Оборудование СУ ВЭР используется только отечественного производства, оно должно соответствовать нормам экологической безопасности по газовым и жидким выбросам [21–23]. Предложено использование котлов средней производительности типа Е-75-40 ГМ, обеспечивающих паром конденсационные турбины типа К-35~3,9 ОАО «КТЗ».

СУ ВЭР располагается на территории завода и обеспечивается подъездными путями железнодорожного и автомобильного транспорта.

Разработка и обоснование технических решений по сжиганию КП в котлах. К основным показателям процесса полного горения относят: теоретический (стехиометрический) и действительный (при $\alpha > 1$) расходы окислителя (воздуха), теоретический и действительный выход и состав продуктов сгорания, коэффициенты расхода воздуха.

Расход воздуха и выход продуктов сгорания на 1 кг жидкого топлива измеряются в кубических метрах при нормальных условиях ($t = 0$ °С; $P = 0{,}1013$ МПа).

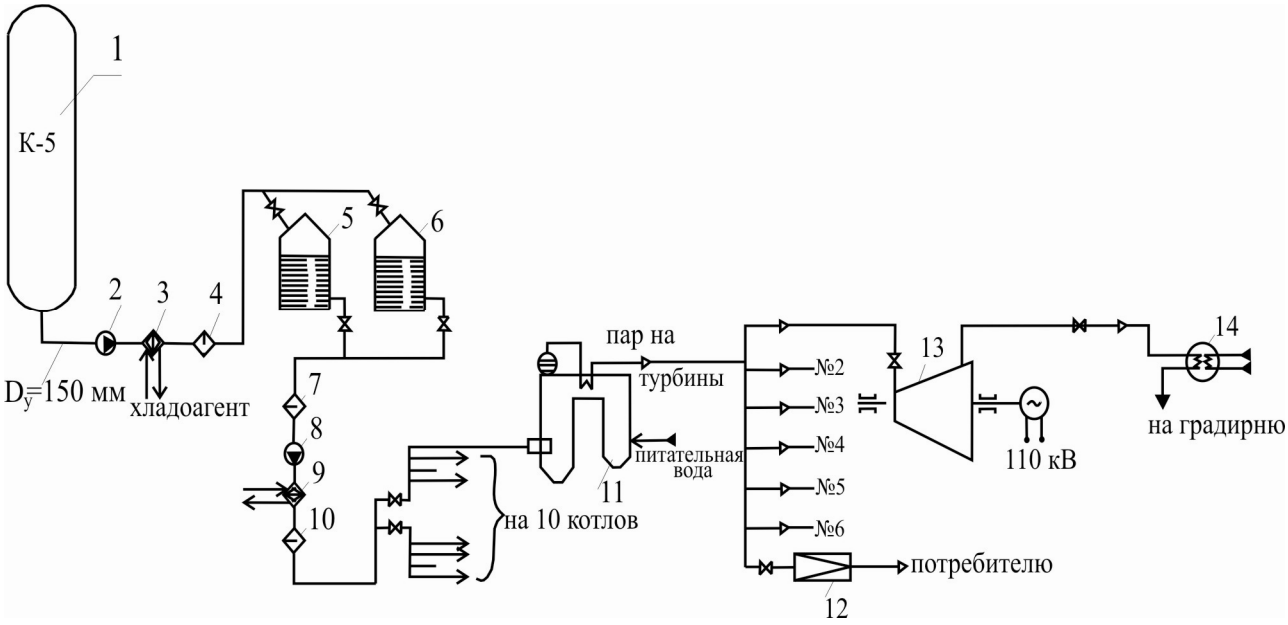


Рис. 10.13. Станция утилизации вторичных энергоресурсов

1 – колонна вакуумной ректификации К – 5;

2, 8 – насосы;

3 – аппарат воздушного охлаждения;

4, 7 – фильтры грубой очистки;

5, 6 – промежуточные емкости V=3000 м^3;

9 – подогреватель

10 – фильтр тонкой очистки;

11 – паровой котел Е – 75 – 40 У (10 штук);

12 – редукционно–охладительная установка;

13 – Конденсационная турбина типа К–35–3,9 (6 штук);

14 – конденсатор

Рассчитано, что на 1 кг КП для полного его сжигания при α~1,03 требуется объем воздуха, приведенный к нормальным условиям, $V_В$ = 31,47 м^3 (табл. 14.22).

Суммарный выход продуктов горения $V_Г$ = 12,12 м^3/кг. Для того чтобы достаточно точно рассчитать температуру горения КП в факеле, необходимо учитывать теплоту, затрачиваемую на процесс диссоциации продуктов полного горения.

Таблица 10.22. Выход продуктов горения; на 1 кг КП

Продукты горения	CO_2	CO	H_2O	N_2	O_2
Выход, $м^3/кг$	1,334	0,27	1,647	8,796	0,07
Концентрация, %	11	2,2	13,6	72,6	0,6

Заметная диссоциация CO_2 начинается при температурах выше 1500 °С, а водяного пара – выше 1600 °С. При температурах, превышающих 2200 °С, диссоциации подвергаются молекулярный кислород, водород и азот.

При температуре выше 2000 °С становится заметным окисление атмосферного азота, которое протекает по реакции

$$N_2 + O_2 \Leftrightarrow 2NO$$

В технических расчетах при сжигании углеводородных топлив в воздухе, когда температура горения не превышает 2200 °С, выход и состав продуктов сгорания рассчитывают с учетом диссоциации только CO_2 и H_2O.

Наиболее точно расчет $t_{теор}$ производят графическим методом [24]. Установлено, что теоретическая температура горения КП в котле $t_{теор}$ = 2120 °С, что несколько выше, чем при сжигании топочных мазутов (1850–1950 °С). Это объясняется тем, что мазуты в своем составе содержат серу и воду.

Модернизация котлов Е-75-40ГМ с целью снижения выбросов NO_x

Одним из наиболее важных и сложных в решении является вопрос загрязнения атмосферы района, где предполагается расположение СУ ВЭР, выбросами продуктов сжигания КП в котлах. Основными загрязнителями атмосферы являются оксиды азота (монооксид азота NO и небольшое количество диоксида азота NO_2).

Фактически решение проблемы снижения выбросов NO_x в атмосферу для небольших промышленных и отопительных котлов сводится к технологическим методам.

Анализ процессов сжигания жидких топлив показал, что модернизация схемы работы котла Е-75-40ГМ с целью сжигания выбросов NO_x может происходить двумя путями:

а) использование рециркуляции дымовых газов до 12 %, впрыск воды до 10 % от расхода топлива и использование нестехиометрического сжигания топлива;

б) использование рециркуляции дымовых газов, впрыск воды в зону горения и использование специальных горелок, разработанных ВТИ, обеспечивающих двухступенчатое сжигание топлива. Этот путь может быть использован в случае, если котел Е-75-40ГМ снабжается тремя мощными горелками, расположенными в один ярус (последняя разработка завода-изготовителя котла Е-75-40ГМ).

В обоих случаях снижение выхода NO_* достигается, по крайней мере, на 80 %.

Технические решения по хранению и транспортировке котельного топлива

На тепловых электростанциях и котельных применяются три схемы подвода жидкого топлива к форсункам: тупиковая, циркуляционная и комбинированная (тупиково-циркуляционная) [25].

Как уже отмечалось, в качестве котельного топлива используется кубовый продукт, отходящий от ректификационной колонны глубокой перегонки нефти. Расход топлива составляет 60 т/ч с температурой жидкости 354.4 °С. В целях безопасности кубовый продукт перед подачей в топливное хозяйство котельной необходимо охладить до температуры подачи топлива в горелки котлов (до 100 °С).

Важнейшей характеристикой жидкого топлива, влияющей на качество распыления форсунками и на все показатели эффективности работы котельных агрегатов, является вязкость жидкости, значение которой зависит от температуры.

На рекомендуемых к установке котлоагрегатах установлены механические форсунки. Для их работы жидкое топливо должно иметь вязкость не выше 3,5 °ВУ (вязкость условная). По заводским данным при температуре 100 °С вязкость топлива равна 1,92 °ВУ, что обеспечивает качественное распыление механическими форсунками.

Другим фактором, влияющим на качество распыления, является давление топлива перед форсункой. Согласно [25], для механических форсунок давление жидкого топлива перед форсункой должно находиться в интервале 2,5–3,5 МПа.

Проведенный анализ существующих схем подготовки и подачи жидкого топлива к форсункам котлов с учетом их преимуществ и недостатков показал, что наиболее выгодным для использования является

вариант тупиковой схемы с двухступенчатой подачей топлива в котлы как наиболее простой и, несмотря на недостатки, обеспечивающий надежную работу котлоагрегатов.

Выводы

Анализ приведенных в данной главе результатов [1–20], позволил сделать ряд выводов.

Предложенная модернизация колонны К–1 по замене в нижней части колонны тарелок с 43-й по 47-ю на упорядоченную насадку IRG позволит улучшить качество тяжелого остатка куба К–1: Снизить содержание светлых фракций с 30 % об. до 10 % об. в остаточном продукте, о чем свидетельствует увеличение температуры выкипания: начала кипения 5 %, 10 % точек отгона.

До модернизации кубовый остаток колонны К–1 не соответствовал ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут». Анализ физико-химических характеристик выделенного продукта фракционного состава, соответствующего полученному расчетным путем, показал, что он может быть маркирован как топочный мазут марки 100, I вида (низкосернистый), малозольный с температурой застывания до 42 °С (ГОСТ 10585 «Топливо нефтяное. Мазут»).

Как было уже указано, получаемая фракция 85–160 °С с 26-й тарелки колонны К–3 не соответствовала по 90 % точке отгона требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, которая находится в интервале 135–145 °С. Для решения этой задачи предложено использовать колонну К–4 с получением других продуктов с заменой клапанных тарелок в колонне К–4 на насадку IRG.

В результате проведенных гидравлических и технологических расчетов были получены качества продуктов колонны К–4. С целью повышения качества фракции 85–160 °С для каталитического риформинга проведен расчет смешения фракции 85–160 °С с верхом колонны К–4 – фракцией 120–160 °С.

Получена фракция 85–160 °С, имеющая 90 % точку выкипания – 140 °С, которая соответствует требованиям, предъявляемым к сырью каталитического риформинга, и находится в интервале 135–145 °С.

С точки зрения снижения энергозатрат на проведение процесса разделения углеводородного сырья новая насадка обеспечивает снижение перепада давления по колонне К–4 в 30 раз по сравнению с клапанными тарелками. Кроме того, за счет повышения эффективности

тепломассообмена возможно снижение флегмового числа с 0,6 до 0,5, что обеспечит снижение энергозатрат на 16–17 % (на 0,56 Гкал/ч).

Для отгонки из кубового продукта К–1 светлых нефтепродуктов разработана вакуумная колонна К–5.

Рассмотрены два варианта исполнения колонны К–5 – тарельчатый и комбинированный – насадочно–тарельчатый. Показано, что второй вариант позволяет снизить температуру в кубе К–5 на 14,5 °С и повысить термическую стабильность смеси в кубе. Результатом использования новой колонны К–5 является получение фракции НК–180 и фракции 180–340 °С.

Проведена эскизная проработка СУ ВЭР. В качестве ВЭР используется кубовый продукт вакуумной ректификации. Подобраны основное и вспомогательное оборудование и сооружения на станции.

Выполнены расчеты газовых выбросов при сжигании КП в котлах типа Е-75-40ГМ. Теоретическая температура горения КП в факеле составила 2120 °С. Рассчитан выброс в атмосферу NO_* из одного котла, который составил 0,25 г/м^3 продуктов горения или 2,55 г/кг жидкого топлива.

Предложена схема модернизации работы котла Е-75-40ГМ путем использования рециркуляции дымовых газов, впрыска воды в зону горения и эффекта двухстадийного сжигания топлива. Предложены конструктивные решения модернизации. Показано, что модернизация может снизить как минимум на 80 % выброс оксидов азота. В таком случае выброс оксидов азота из одного котла составит 0,04 г/м^3 или 0,51 г/кг жидкого топлива.

Обоснованно выбрана схема хранения и транспортирования котельного топлива. Предложена тупиковая схема с двухступенчатой подачей топлива в котлы.

Установлено, что в результате работы СУ ВЭР будет получено 984077 тыс. кВт·ч/год электроэнергии.

В результате можно сделать заключение о том, что модернизацию технологических установок в большинстве случаев можно выполнять опираясь, на научно-технический потенциал научно-производственных фирм РФ и работников предприятий.

Литература к десятой главе

1. **Ясавеев Х.Н.** Вариант реконструкции установки получения моторных топлив на Сургутском ЗСК / Х.Н. Ясавеев, В.Ф. Баглай, П.А. Солодов, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Тематич. сб. науч. тр. Вестника КГЭУ. – Казань, 1998. – С. 4–10.

2. **Солодов П.А.** Модернизация ректификационных колонн на установке получения моторных топлив / П.А. Солодов, Х.Н. Ясавеев, В.Ф. Баглай, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Нефтехимия – 99: Тез. докл. V междунар. конф. по интенсификации нефтехимических процессов. – Нижнекамск, 1999, Т. 2. – С. 184–185.

3. **Ясавеев Х.Н.** Модернизация массообменных колонн с использованием высокоэффективных нерегулярных насадок / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, В.Ф. Баглай, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов, Г.С. Дьяконов // Методы кибернетики хим.-техн. процессов (КХТП – V – 99): Тез. докл. V междунар. конф. – Казань, 1999. – С. 137–138.

4. **Ясавеев Х.Н.** Реконструкция колонны К-3 установки моторных топлив для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 / Х.Н. Ясавеев, П.А. Мальковский, В.Ф. Баглай, А.В. Солодов, А.В. Ишмурзин, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр. − Казань, 2000. – С. 8–13.

5. **Ясавеев Х.Н.** Модернизация колонны К-3 установки моторных топлив для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 / Х.Н. Ясавеев, В.Ф. Баглай, А.В. Солодов, А.В. Ишмурзин, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Тепло- и массообмен в химической технологии: Тез. докл. Всерос. науч. конф. − Казань, 2000. − С. 165–166.

6. **Ясавеев Х.Н.** Реконструкция установки моторных топлив для получения сырья секции 100 ЛКС 35-64 и изомеризации / Х.Н. Ясавеев, А.В. Ишмурзин, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, П.А. Солодов // Большая нефть: реалии, проблемы, перспективы: Тез. докл. Всерос. науч.-технич. конф. − Альметьевск, 2001, Т.3. − С. 296.

7. **Костылева Е.Е.** Проектирование вакуумных ректификационных колонн / Е.Е. Костылева, Х.Н. Ясавеев, Н.Г. Минеев, А.Г. Лаптев // Проблемы тепломассообмена и гидродинамики в энергомашиностроении: Материалы докл. Всерос. школы–семинара. − Казань, 2002. − С. 147−148.

8. **Мальковский П.А.** Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 3. Реконструкция дополнительной колонны К-4 / П.А. Мальковский, Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, А.В. Ишмурзин, М.И. Фарахов // Известия вузов. Проблемы энергетики. − 2002. − № 11−12. − С. 9−14.

9. **Ясавеев Х.Н.** Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 4. Расчет дополнительной колонны К-5 для перегонки кубового остатка К-1 / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, Е.Е. Костылева // Известия вузов. Проблемы энергетики. − 2003. − № 5−6. − С. 21−27.

10. **Лаптев А.Г.** Снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья / А.Г. Лаптев, Х.Н. Ясавеев, Н.Г. Минеев, М.И. Фарахов // Энергосбережение в РТ: Науч.-технич. и общественно-информ. журн. − 2003. − №3−4. − С. 36−38.

11. **Дьяконов Г.С.** Определение ВЭТТ для насадочных колонн при ректификации газового конденсата / Г.С. Дьяконов, А.Г. Лаптев, М.И. Фарахов и др. // Газовая промышленность. − 1998. − № 10. − С. 20−22.

12. **Баглай В.Ф.** Моделирование процесса разделения углеводородного сырья и реконструкция колонн установки получения моторных топлив: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. / В.Ф. Баглай. − Казань: КГТУ, 1997.

13. **Солодов П.А.** Модернизация аппаратурного оформления и технологической схемы установки получения моторных топлив: Автореф. Дис. … канд. техн. наук. / П.А. Солодов. − Казань: КГТУ, 2001.

14. **Ишмурзин А.В.** Повышение эффективности и снижение энергозатрат на установках разделения в водоподготовке и получения топлив из углеводородного сырья: Автореф. дис. ... канд. техн. наук. / А.В. Ишмурзин. − Казань: КГЭУ, 2002.

15. **Ясавеев Х.Н.** Повышение эффективности комплекса установок переработки газовых конденсатов: Дис. ... д-ра техн. наук. / Х.Н. Ясавеев. − Казань: КГТУ (КХТИ), 2004.

16. **Лаптев А.Г.** Переработка и эффективное использование тяжелых остатков нефтяных топлив / А.Г. Лаптев, Х.Н. Ясавеев, Е.Е. Костылева // Ресурсоэффективность и энергосбережение в современных условиях хозяйствования, 17-19 декабря: Материалы докл. VI Междунар. Симп. − Казань, 2003.

17. **Ясавеев Х.Н.** Эффективная утилизация тяжелых углеводородных смесей / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, Е.Е. Костылева // Тепломассообменные процессы и аппараты химической технологии: Межвуз. тематич. сб. науч. тр.. − Казань, 2002. − С. 131−140.

18. **Лаптев А.Г.** Эффективная утилизация тяжелых углеводородных смесей / А.Г. Лаптев, Е.Е. Костылева // Математические методы в технике и технологиях (ММТТ-16): Сб. тр. XVI Междунар. науч. конф. − Санкт–Петербург, 2003. − С. 42−43.

19. **Костылева Е.Е.** Энергосбережение при переработке и эффективная утилизация тяжелых остатков углеводородных топлив: Дисс. … канд. техн. наук / Е.Е. Костылева. – Казань: КГЭУ, 2004.

20. **Ясавеев Х.Н.** Математическое моделирование и модернизация установки получения моторных и котельных топлив Сургутского ЗСК. Сообщение 5. Эффективная утилизация жидких вторичных энергоресурсов (ВЭР) продукта кубового остатка колонны К-1 / Х.Н. Ясавеев, А.Г. Лаптев, О.П. Шинкевич, А.М. Конахин, Е.Е. Костылева // Известия вузов. Проблемы энергетики − 2004. − №3−4. − С. 34−41.

21. **ВНТП81.** Нормы технологического проектирования тепловых электрических станций. − М.: 1981.

22. **ГОСТ** 17.2.302-78. Охрана природы. Атмосфера. Правила установления допустимых выбросов вредных веществ промышленными предприятиями, 1971.

23. **СН-245-71.** Санитарные нормы проектирования промышленных предприятий, 1972.

24. **Роддатис К.Ф.** Справочник по котельным установкам малой производительности. / К.Ф. Роддатис, А.Н. Полтарецкий − М.: Энергоатомиздат, 1989.

25. **Григорьев В.А.** Тепловые и атомные электрические станции: Справочник / Под общ. ред. В.А. Григорьева и В.М. Зорина. – М.: Энергоиздат, 1982.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ 5

ЧАСТЬ I. УСТРОЙСТВО И РАСЧЕТ АППАРАТОВ 8

ГЛАВА 1. МАТЕМАТИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА 8

1.1. Теоретические основы и проектирование аппаратов 9
1.2.Моделирование стационарных режимов работы сложных ректификационных колонн 36
1.3.Модель процессов переноса на барботажных тарелках 42
1.4.Модель процессов переноса в насадочных колоннах 62
1.5.Алгоритм потарелочного расчета сложной колонны 78
1.6. Метод потарелочного расчета массообменно-реакционного процесса в колонных аппаратах 84
Литература к первой главе 94

ГЛАВА 2. ТАРЕЛЬЧАТЫЕ КОНТАКТНЫЕ УСТРОЙСТВА 104

2.1.Основные виды массообменных тарелок 104
2.2. Конструкции тарелок 121
2.3. Выбор тарелок 143
2.4. Способ проведения процесса массообмена в циклическом режиме 147
2.5. Конструкции аппаратов с циклическим режимом 150
Литература ко второй главе 156

ГЛАВА 3. НАСАДОЧНЫЕ КОНТАКТНЫЕ УСТРОЙСТВА 161

3.1. Насадочные аппараты 161
3.2. Конструкции регулярных насадок 168
3.3. Конструкции неупорядоченных насадок 186
3.4. Распределители фаз и каплеуловители 198
3.5. Сравнение конструкций массообменных колонн 214
Литература к третьей главе 219

ГЛАВА 4. ОСНОВНЫЕ РАСЧЕТНЫЕ ФОРМУЛЫ ГИДРАВЛИЧЕСКИХ И ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ ХАРАКТЕРИСТИК КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВ 225

4.1. Гидравлическое сопротивление каналов с элементами интенсификации 225

4.2. Гидравлическое сопротивление барботажных тарелок 229

4.3. Перепад давления зернистого слоя 234

4.4. Пленочные аппараты 237

4.5. Основные подходы моделирования массо- и теплоотдачи 247

4.6. Формулы для расчета коэффициентов теплоотдачи 252

4.7. Расчет массообменных процессов 260

Литература к четвертой главе 268

ЧАСТЬ II. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ И МОДЕРНИЗАЦИЯ АППАРАТОВ 274

ГЛАВА 5. СПОСОБЫ ПОВЫШЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОЦЕССОВ РАЗДЕЛЕНИЯ И СНИЖЕНИЯ ЭНЕРГОЗАТРАТ 274

5.1.Общие принципы повышения эффективности и энергосбережения 274

5.2. Методика эксергетического анализа объектов 279

5.3. Модернизация массообменных колонн 283

5.4. Способы и оптимизация процессов разделения веществ 286

5.5. Энергосбережение при разделении веществ 291

5.6. Энергосбережение за счет очистки газов и жидкостей 304

Литература к пятой главе 310

ГЛАВА 6. ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ И МАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ НАСАДОК «ИНЖЕХИМ» 317

6.1. Конструирование насадочных контактных устройств 317

6.2. Экспериментальное исследование гидравлических характеристик сегментной регулярной насадки 323

6.3. Результаты гидравлических исследований регулярной рулонной гофрированной насадки 332

6.4. Результаты экспериментальных исследований регулярной насадки IRG 338

6.5. Результаты экспериментальных исследований нерегулярных насадок «Инжехим» 344
6.6. Характеристики регулярной насадки BIM 357
6.7. Численные исследования регулярной насадки 361
6.8. Моделирование тепло- и массоотдачи в насадочных аппаратах 366
Литература к шестой главе 383

ГЛАВА 7. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕПЛО-МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ НА УСТАНОВКАХ ГАЗОРАЗДЕЛЕНИЯ В ПРОИЗВОДСТВЕ ЭТИЛЕНА 390
7.1. Модернизация узла охлаждения пирогаза 390
7.2. Модернизация колонн щелочной очистки пирогаза 398
7.3. Модернизация колонны деметанизации 403
7.4. Энергосберегающая модернизация теплотехнологической схемы узла деметанизации в производстве этилена 406
7.5. Выделение бензолосодержащей фракций из жидких продуктов пиролиза 409
Литература к седьмой главе 420

ГЛАВА 8. МОДЕРНИЗАЦИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ И АБСОРБЦИОННЫХ КОЛОНН 423
8.1. Модернизация отпарной колонны углеводородного конденсата 423
8.2. Модернизация промышленных колонн разделения водногликолевой смеси 427
8.3. Повышение эффективности колонны очистки газовых сдувок в производстве полиэфиров 435
8.4. Энергосберегающая модернизация ректификационных колонн в производстве этаноламинов 437
8.5. Повышение эффективности колонны выделения фенола 444
8.6. Модернизация абсорбера очистки абгазов от кумола 450
8.7. Снижение энергозатрат и модернизация установки разделения формальдегид-метанол-водной смеси 454
Литература к восьмой главе 460

ГЛАВА 9. МОДЕРНИЗАЦИЯ КОЛОННОГО ОБОРУДОВАНИЯ С ЦЕЛЬЮ ВЫПУСКА НОВОЙ ПРОДУКЦИИ 464

9.1. Установка стабилизации 464

9.2. Использование колонны стабилизации в качестве деэтанизатора 468

9.3. Модернизация колонн стабилизации для разделения бутановой фракции 471

9.4. Работа блоков БИИ, УПП и разделение бутановой фракции 474

9.5. Применение колонн стабилизации для подготовки сырья каталитической изомеризации 478

9.6. Технология производства пропеллента на Сургутском заводе стабилизации конденсата 480

9.7. Исследование дебутанизатора и изопентановой колонны на газофракционирующей установке 487

9.8. Модернизация дебутанизатора и изопентановой колонны 503

Литература к девятой главе 508

ГЛАВА 10. МОДЕРНИЗАЦИЯ УСТАНОВКИ МОТОРНЫХ И КОТЕЛЬНЫХ ТОПЛИВ 512

10.1. Описание технологической схемы установки 512

10.2. Проведенные варианты модернизации колонн УМТ (И–1, К–1, К–3) 517

10.3. Модернизация колонны К–1 установки моторных топлив для получения продукта топочного мазута марки 100 по ГОСТ 10585 524

10.4. Модернизация установки с использованием колонны К–4 527

10.5.Разработка вакуумной колонны К–5 УМТ 533

10.6. Эскизная проработка станции утилизации ВЭР 561

Литература к десятой главе 568

СОДЕРЖАНИЕ 571

КРАТКИЕ СВЕДЕНИЯ
о Инженерно-внедренческом центре «Инжехим» и кафедре «Технология воды и топлива» КГЭУ

ИВЦ «Инжехим» основан в 1991 году работает в направлении исследования и расчета массо- и теплообмена на контактных устройствах промышленных аппаратов, проектирования и модернизации аппаратов разделения и очистки веществ. Ведется разработка новых контактных элементов, высокоэффективных аппаратов и технологических схем для нефтехимической, химической, нефтеперерабатывающей и газовой отраслей промышленности (процессы теплообмена, ректификации, абсорбции, экстракции, сепарации, совмещенные процессы). Разрабатываются технические решения по перепрофилированию технологических установок для выпуска новой конкурентоспособной продукции и снижения энергозатрат. Выполняются рабочие проекты, и изготавливается нестандартное оборудование (насадки, барботажные тарелки, распределители фаз и т.д.).

ИВЦ «Инжехим» проводит весь цикл работ, включающий выполнение расчетов массо- и теплообменных установок, проектирование и поставку аппаратов, оснащение внутренними устройствами, монтаж и пуско-наладочные работы. Кроме вышеуказанного оборудования проектируются и изготовляются демистеры, статические смесители и др. оборудование.

Директор ИВЦ «Инжехим» М.И.Фарахов

Кафедра «Технология воды и топлива на ТЭС и АЭС» (ТВТ) готовит дипломированных специалистов по специальности «Технология воды и топлива в энергетике» и по специализации «Технология и контроль воды».

Тематика научных исследований кафедры:

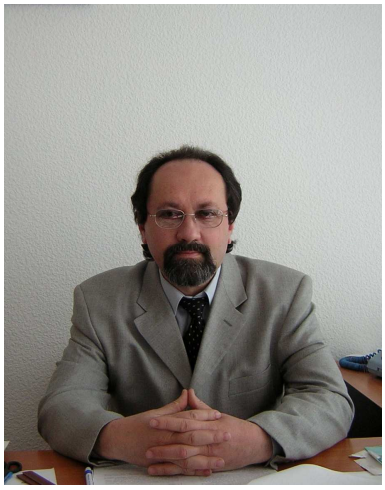
Энергосберегающие технологии и аппараты очистки газов и жидкостей; технология воды и топлива; обработка сточных вод энергообъектов промпредприятий электрохимическими методами (электрофлотация, электрокоагуляция, электролиз, электродиализ, электрохимическая активация) с целью обезвреживания; разработка бессточных безотходных технологических процессов для ТЭС, промпредприятий; обработка воды методом обратного осмоса; проблемы подготовки и сжигания энергетических топлив; исследование сорбционных свойств торфов и других природных сорбентов.

Заведующий кафедрой А.Г.Лаптев.

ООО **ИВЦ «Инжехим»**, 420049, г. Казань, ул. Шаляпина 14/83, тел.(факс): (843)570-23-18 E-mail: info@ingehim.ru, ingehim@kstu.ru , Web: http://www.ingehim.ru

Кафедра **«Технология воды и топлив»** КГЭУ, 420066, г. Казань, ул. Красносельская, д.51, тел.(факс) 8(843)519-42-54, 8(843)519-42-54.

Краткие сведения об авторах



Лаптев Анатолий Григорьевич

Доктор технических наук, профессор, заведующий кафедрой «Технология воды и топлива» Казанского государственного энергетического университета.

Автор более 300 научных трудов; из них 7 учебных пособий, 12 монографий, 6 авторских свидетельств.

Подготовил 20 кандидатов и трех докторов технических наук.

Заместитель директора ООО Инженерно-внедренческого центра «Инжехим» по научной работе.

Фарахов Мансур Инсафович

Доктор технических наук, профессор кафедры «Процессов и аппаратов химической технологии» Казанского государственного технологического университета (КХТИ).

Автор более 100 научных трудов; из них 16 авторских свидетельств и 4 монографии.

Подготовил 6 кандидатов технических наук.

Директор ООО Инженерно-внедренческого центра «Инжехим».

Минеев Николай Григорьевич. Заведующий лабораторией кафедры «Технология воды и топлива» Казанского государственного энергетического университета.

Автор более 50 научных трудов, из них 2 монографии, 3 учебных пособия, 2 авторских свидетельства.

Заместитель директора ООО Инженерно-внедренческого центра «Инжехим» по технологии.

Авторы имеют более ста внедренных собственных научно-технических разработок в различных отраслях промышленности.

Список опубликованных монографий сотрудниками ИВЦ «Инжехим» с соавторами:

Дьяконов С.Г., Елизаров В.И., Лаптев А.Г. Теоретические основы и моделирование процессов разделения веществ. – Казань: Из-во Казанского ун-та, 1993. – 483 с.

Алексеев Д.В., Николаев Н.А., Лаптев А.Г. Комплексная очистка стоков промышленных предприятий методом струйной флотации. – Казань: КГТУ, 2005. – 156 с.

Фарахов М.И., Лаптев А.Г., Афанасьев И.П.Сепарация дисперсной фазы из жидких углеводородных смесей в нефтепереработке и энергосбережение: Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005. – 134с.

Лаптев А.Г., Ведьгаева И.А.Устройство и расчет промышленных градирен: Монография. Казань: КГЭУ, 2004. – 180 с.

Лаптев А.Г, Минеев Н.Г., Мальковский П.А.Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. – Казань: 2002. – 220 с.

Лаптев А.Г., Фарахов М.И.Разделение гетерогенных систем в насадочных аппаратах. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2006. – 342с.

Лаптев А.Г., Фарахов М.И., Миндубаев Р.Ф.Очистка газов от аэрозольных частиц сепараторами с насадками. -Казань: издательство ”Печатный двор”, 2003. – 125 с.

Лаптев А.Г.Модели пограничного слоя и расчет тепломассообменных процессов. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2007. – 500 с.

Лаптев А.Г.Модели переноса и эффективность жидкостной экстракции. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2005. – 229 с.

Ясавеев Х.Н., Лаптев А.Г., Фарахов М.И.Модернизация установок переработки углеводородных смесей. Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2004. – 307 с.

Лаптев А.Г., Фарахов М.И.Гидромеханические процессы в нефтехимии и энергетике: Пособие к расчету аппаратов. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2008. – 730 с.

Научное издание

Анатолий Григорьевич Лаптев
Мансур Инсафович Фарахов
Николай Григорьевич Минеев

ОСНОВЫ РАСЧЕТА И МОДЕРНИЗАЦИЯ ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ УСТАНОВОК В НЕФТЕХИМИИ

Монография

Подписано в печать 15.11.2010 г. Форм. бум. 60х80 1/16.
Гарнитура «Times». Вид печати РОМ.
Печ. л. 36,25. Тираж 500 экз. Заказ № 264.
Отпечатано с готового оригинал – макета в ООО «Вестфалика»
г. Казань, ул. Б. Красная, 67. Тел.: 236-62-72