

65D.4(045)
A45

А. Н. Алабовский
П. Г. Удыма

АППАРАТЫ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

*Рекомендовано Комитетом по высшей школе
Миннауки России в качестве учебного пособия
для студентов высших учебных заведений,
обучающихся по направлению "Теплоэнергетика"
и специальности "Промышленная теплоэнергетика"*

1483560



ИЗДАТЕЛЬСТВО МЭИ

1994

ББК: 35.112
А 45
УДК: 66.048.57

«Федеральная целевая программа
книгоиздания России»

Рецензент д-р техн. наук, проф. О. С. Чехов

Алабовский А. Н., Удыма П. Г.
А 45 Аппараты погружного горения.— М.: Издательство
МЭИ, 1994.—256 с.: ил.

ISBN 5-7046-0050-6

Рассмотрен вопрос поиска научно-технических решений по энергосбережению и промышленной экологии, связанных с рациональным использованием вторичных энергоресурсов и обезвреживанию жидких отходов и сточных вод.

В книге можно найти ответы на многие проблемы производства путем применения аппаратов погружного горения, имеющих высокий коэффициент использования теплоты в пределах 96%. Даны основы теплового и конструктивного расчетов на ЭВМ, а также описание отечественных и зарубежных установок, применяемых в различных отраслях промышленности.

Предназначена для инженеров, научных работников, преподавателей, аспирантов, работающих в области промышленной энергетики и охраны окружающей среды. Рекомендуется в качестве пособия для выполнения курсовых и дипломных проектов студентами институтов высшей школы.

Табл. 16. Ил. 124. Библиогр.: 77 назв.

А 2203050000—010
097(02)—94 КБ—8—730—93

ББК: 35.112

ISBN 5-7046-0050-6

© Алабовский А. Н., Удыма П. Г., 1994

ПРЕДИСЛОВИЕ

Научно-технический прогресс современного производства характеризуется комплексным использованием природных и энергетических ресурсов на базе внедрения безотходной технологии и высокопроизводительного оборудования.

Разработка безотходных и энергосберегающих производств во всех отраслях промышленности представляет собой сложную задачу, решением которой занимаются многие ученые и специалисты.

На основе анализа отечественных и зарубежных научных работ можно четко отметить те направления, по которым создаются безотходные производства, а именно:

разработка принципиально новых технологий, исключающих образование промышленных отходов и выбросов с целью защиты окружающей среды;

модернизация существующих производств с помощью современных методов очистки газовых выбросов и обезвреживания сточных вод для организации замкнутых систем оборотного водоснабжения;

снижение расхода сырьевых и энергетических ресурсов за счет использования вторичных энергетических ресурсов в действующих производствах.

Для реализации перечисленных мероприятий широко применяются аппараты с погружными горелками, предназначенными для нагрева и выпаривания растворов кислот, минеральных солей, концентрация которых не осуществляется в обычных выпарных аппаратах.

Аппараты погружного горения (АПГ) разрабатывались многими организациями с учетом специфики производственного назначения:

Организация	Назначение АПГ
Ленгипрохим	Концентрирование минеральных солей
УкрНИИхиммаш	Циркуляция растворов и выгрузка кристаллизующихся солей

Киевский
политехнический
институт

МЭИ

Институт
использования газа
АН Украины

Утилизация теплоты отходящих газов
и растворов

Выпаривание пенообразующих раство-
ров и сточных вод

Нагрев воды в системах теплоснабже-
ния промышленных предприятий

В зарубежной практике имеются специализированные фирмы Nordac (Англия), Ozark-Mahoning (США), Gaz de France (Франция) и другие, которые выпускают АПГ и поставляют их потребителям со всеми приборами автоматического контроля и управления.

В книге систематизированы и обобщены имеющиеся сведения об устройстве и применении АПГ в различных отраслях промышленности, освещены вопросы теоретического и прикладного характера, связанные с разработкой современных установок для нагрева и выпаривания растворов. Приведены технико-экономические сведения и оценки эффективности аппаратов с погружными горелками на базе эксплуатационных данных.

Настоящее издание представляет собой результат сотрудничества между кафедрами Промышленная теплоэнергетика Киевского политехнического института и Тепло- и массообменные процессоры и установки Московского энергетического института. Работа авторов в известной мере была в течение ряда лет скоординирована УкрНИИхиммашем, который в значительной мере использовал труды для разработки типовых аппаратов погружного горения и нормативных методов расчета.

В основу учебного пособия были положены книги: П. Г. Удыма «Аппараты с погружными горелками» (1973 г.); А. Н. Алабовский «Выпарные аппараты погружного горения» (1980 г.).

За истекшее время возрастающая информация потребовала не только обобщения имеющегося опыта, но и разработки новых методов расчета с использованием вычислительной техники. При этом уделено большое внимание задачам выпаривания солевых растворов до предельной концентрации, что невозможно сделать в обычных трубчатых выпарных аппаратах.

Особое внимание уделено методам обезвреживания промышленных сточных вод и извлечения из них ценных ве-

ществ. В ряде случаев рассмотрены вопросы энергосбережения и способы защиты окружающей среды от промышленных газообразных и жидких отходов.

Авторы благодарны заведующему кафедрой «Техники основной химии и промышленной экологии» Московского института химического машиностроения профессору О. С. Чехову за ценные замечания и пожелания, сделанные при рецензировании рукописи.

Книга по своему содержанию и глубине проработки теоретических и практических вопросов может служить пособием для инженерно-технического персонала научно-исследовательских и проектных организаций. Предназначена для преподавателей, аспирантов и студентов, изучающих дисциплины инженерных специальностей промышленной теплоэнергетики и разрабатывающих установки энергосберегающей технологии защиты окружающей среды.

ВВЕДЕНИЕ

К современному теплоиспользующему оборудованию относятся АПГ, предназначенные для нагрева и выпаривания растворов кислот, минеральных солей, сточных вод, содержащих шламы, взвеси и различные механические примеси [1, 2].

По принципу действия АПГ характеризуются барботажными процессами, протекающими между продуктами сгорания и растворами.

Продукты сгорания получают при сжигании газообразного или жидкого топлива в погружной горелке, расположенной так, чтобы открытое сопло было помещено на некоторую глубину в жидкость. Благодаря этому продукты сгорания, барботируя в жидкости, разбиваются на газовые пузырьки, образующие при всплывании большую межфазную поверхность, тепло- и массообмена.

Интенсивное испарение раствора достигается путем насыщения газовых пузырьков парами воды за счет теплоты отдаваемой жидкости при непосредственном контакте. Выпаривание жидкости в этом случае протекает при равновесной температуре (температура мокрого термометра), которая для воды при атмосферном давлении на 15—16°C ниже температуры кипения.

Характерно, что при равновесной температуре газовые пузырьки полностью насыщаются водяным паром и уходят из водных растворов в виде парогазовой смеси с температурой на 1—2°C выше температуры испарения. Поэтому при непосредственном контакте продуктов сгорания с жидкостью процессы тепло- и массообмена протекают с резким снижением теплопотерь. Коэффициент использования теплоты сгорания топлива составляет 95—96%.

Не случайно АПГ привлекают внимание ученых и конструкторов многих стран. В результате появились многочисленные конструкции аппаратов, работающих на газообразном или жидком топливе.

Большинство из них применяется для выпаривания агрессивных и кристаллизующихся растворов. Широко используются АПГ в области обезвреживания промышленных сточных вод, содержащих минеральные соли и органические вещества, пригодные для извлечения ценных продуктов. Это вызвано тем, что сточные воды невозможно выпаривать в обычных трубчатых аппаратах.

Наличие в сточных водах минеральных солей, шламов и различных взвесей приводит к быстрому образованию накипи, снижающей теплопроводность АПГ и препятствующей их нормальной работе.

Обезвреживание промышленных стоков с помощью АПГ давно привлекает внимание работников промышленности, поскольку после упаривания сточных вод остается конденсат, пригодный для повторного водопотребления, а полученный концентрат может служить в качестве сырья.

Включение АПГ в состав оборудования технологической схемы любого производства позволяет кардинально решать следующие задачи:

- полностью прекратить сброс загрязненных сточных вод в природные водоемы;

- сократить потребление свежей воды из природных источников;

- создать благоприятные санитарно-гигиенические условия на производстве;

- регулировать расход воды в системах оборотного водоснабжения за счет стабильности параметров (температура, солесодержание, показатель pH и другие характеристики, определяющие пригодность очищенных стоков);

- снизить капитальные затраты на сооружение очистных сооружений;
- получить экономический эффект при утилизации сточных вод для выработки дополнительной продукции и сырья.

Практика показала, что высокие результаты возможны при использовании АПГ в химической промышленности, где

они — единственное надежное и долговечное оборудование для концентрирования растворов кислот и минеральных солей. Эффективность достигается в металлургической промышленности при регенерации отработанных травильных растворов с извлечением ценных веществ.

Достоинство АПГ — простота конструкции, позволяющая изготавливать их из доступных и дешевых материалов. Так, для концентрирования растворов кислот корпуса аппаратов выполняют из обыкновенной углеродистой стали, однако для защиты от коррозии внутри футеруют кислотоупорными материалами.

Выпаривание сточных вод, прошедших нейтрализацию и предварительную подготовку, осуществляют в АПГ из углеродистой стали. В некоторых случаях аппараты покрывают внутри кислотостойкими лаками (два-три слоя).

В технологической схеме выпарной установки погружного горения (рис. В.1), исходный раствор из сборника 1 подается насосом 2 в расходный бак 3, откуда самотеком поступает в выпарной АПГ 4. При сжигании природного газа в погружной горелке происходит непосредственный контакт дымовых газов с раствором, который нагревается до температуры испарения и полного насыщения их парами воды.

Для создания интенсивного перемешивания раствора и избежания осаждения кристаллов солей на стенках аппарата, погружная горелка размещается в циркуляционной трубе, создающей эрлифтное движение раствора за счет потока дымовых газов.

Парогазовая смесь из аппарата 4 поступает через каплеотделитель циклонного типа 10 и скруббер 11. В нем пары воды конденсируются при орошении парогазовой смеси холодной водой. Конденсат из скруббера удаляется в систему оборотного водоснабжения, а охлажденные дымовые газы выбрасываются в атмосферу через дымовую трубу.

Концентрированный раствор, полученный в аппарате 4, отводится в кристаллизатор 5, где охлаждается водой, поступающей в рубашку. В зависимости от свойств насыщенного раствора и размера кристаллов солей, охлажденный раствор направляется на разделение в барабанный фильтр или центрифугу. Маточник, образованный после фильтрации, насосом 8 подается в сборник 9 для дальнейшего использования в производстве.

Современные установки погружного горения содержат необходимое вспомогательное оборудование и автоматику для

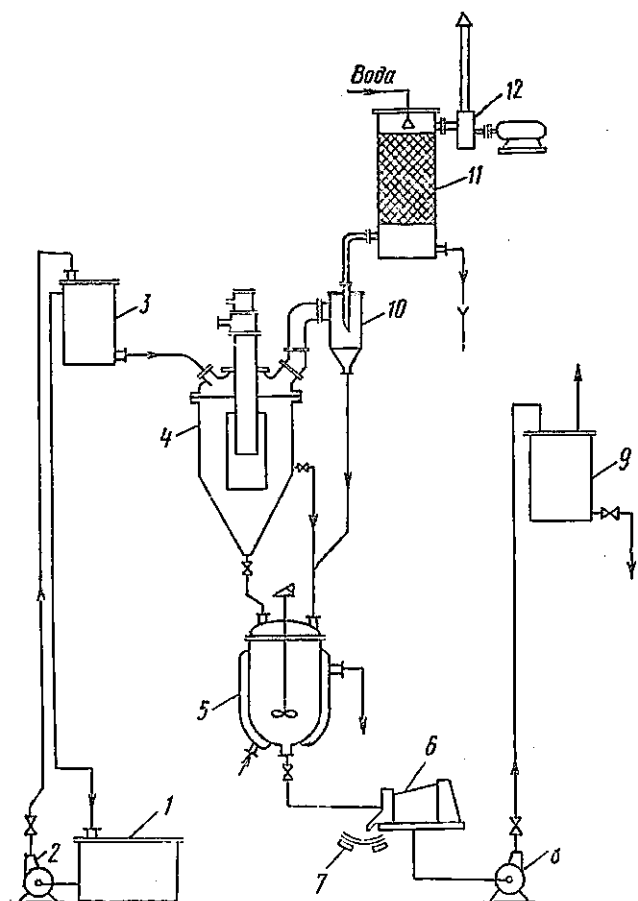


Рис. В.1. Установка погружного горения

1 — сборник исходного раствора; 2, 8 — насосы; 3 — мерный сосуд; 4 — аппарат погружного горения; 5 — кристаллизатор; 6 — центрифуга; 7 — транспортер; 9 — сборник готового продукта; 10 — каплеотделитель; 11 — скруббер с насадкой колец Рашига; 12 — вентилятор.

контроля параметров и управления. Независимо от назначения АПГ к ним предъявляются следующие требования:

режим работы должен соответствовать оптимальным условиям выпуска высококачественной продукции при рациональном расходе топлива, сырья, энергии и людских ресурсов;

все процессы должны быть автоматизированы и выполняться с программным управлением;

наличие замкнутой технологической схемы, обеспечивающей защиту окружающей среды;

выполнение технологических процессов в безопасном режиме;

надежность и долговечность оборудования.

В некоторых отраслях промышленности имеются производства, где процессы выпаривания и концентрирования агрессивных растворов характеризуются большим расходом тепловых и энергетических ресурсов. К ним относятся производства кислот, минеральных солей, синтетических волокон, полимерных материалов, а также ряд нефтехимических, целлюлозно-бумажных, коксохимических и др. Независимо от характера производства основная проблема — утилизация газовых, жидких и твердых отходов.

ГЛАВА 1. ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА РАСТВОРОВ. МЕТОДЫ ИХ КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ

1.1. РАСТВОРЫ

Растворы представляют собой однородную смесь, состоящую из растворителя и растворенного вещества. К растворителям относятся вода и ряд органических соединений: бензол, толуол, фенол, ацетон, дихлорэтан и различные спирты. Растворы могут состоять из двух, трех и более компонентов.

Концентрацией раствора принято называть массовое количество растворенных твердых веществ в определенном массовом или объемном количестве раствора или растворителя (воды). В технике часто пользуются объемной концентрацией, характеризующей отношения массы растворенного вещества, кг к 1 м^3 раствора. Наряду с объемной концентрацией в практических расчетах применяется массовая концентрация, выраженная в массовых долях (или массовых процентах), т. е. в виде отношения массы растворенного твердого вещества к массе всего раствора.

Объемная концентрация b , кг/м^3 , и массовая концентрация B , %, связаны между собой зависимостью

$$b = 0,01 \rho B, \quad (1.1)$$

где ρ — плотность раствора, кг/м^3 .

Для водных растворов многих веществ приближенное значение плотности раствора, кг/м^3 , можно определить по формуле

$$\rho = (1 + 0,009 B) \cdot 10^3. \quad (1.2)$$

Из (1.1) и (1.2) находим

$$B = \frac{(-10 + \sqrt{100 - 0,36b})}{0,18}.$$

Растворение любого количества твердого вещества в воде ограничено. При заданной температуре раствор имеет определенную концентрацию насыщения, соответствующую уста-

новившемуся равновесию между растворившейся и оставшейся нерастворенной частью вещества.

Количество растворенного вещества в насыщенном растворе, отнесенное к определенному количеству раствора, называется растворимостью. Растворимость равна концентрации насыщенного раствора и зависит от температуры, а также от свойств растворенного вещества и растворителя. Для большинства минеральных солей растворимость с повышением температуры возрастает, но для некоторых веществ — уменьшается или при заданной температуре принимает максимальное значение (рис. 1.1, табл. 1.1).

Насыщенный раствор содержит максимально возможное количество растворенного вещества в растворителе при данных условиях. Раствор, в котором концентрация растворенного вещества больше чем в насыщенном, называется пересыщенным и избыток вещества выпадает в виде кристаллов в осадок.

На практике чаще всего растворы имеют концентрацию растворенных веществ меньшую, чем у насыщенных. Выпаривание таких растворов производят в АПГ до предельного насыщения, а затем передают на кристаллизацию и выделение солей.

Растворение минеральных солей следует рассматривать

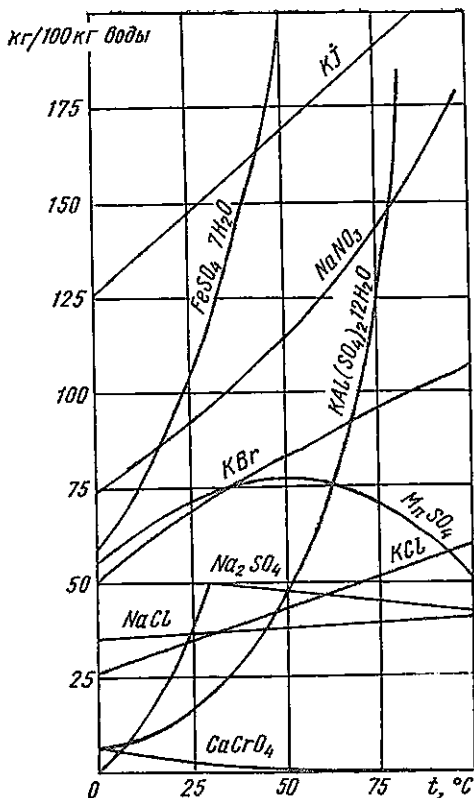


Рис. 1.1. Зависимость растворимости некоторых солей от температуры

Таблица 1.1

Растворимость твердых веществ в воде

Вещество	Массовая растворимость, %, при температуре воды, °C								
	0	10	20	30	40	50	60	80	100
CaCl ₂	37,3	39,4	42,7	50,1	53,5	56,9	57,8	59,5	61,4
Ca(NO ₃) ₂	50,5	53,6	55,5	59,4	65,3	73	78	78,2	78,4
CuSO ₄	12,9	14,8	17,2	20	22,8	25,1	28,1	34,9	42,4
FeSO ₄	13,5	17	21	24,8	28,7	32,3	35,5	30,5	24
K ₂ CO ₃	51,9	52,2	52,8	53,4	53,9	54,8	55,9	58,3	60,9
KCl	22,2	23,8	25,5	27,2	28,7	30,1	31,3	33,8	36
KNO ₃	11,6	17,7	24,1	31,5	39,1	46,2	52	62,8	71,1
MgCl ₂	34,6	34,9	35,3	35,6	36,5	37	37,9	39,8	42,2
MgSO ₄	—	23,6	26,2	29	31,3	33,5	35	38,6	40,6
NH ₄ Cl	23	25	27,3	29,3	31,4	33,5	35,6	39,6	43,6
NH ₄ NO ₃	54,2	59,1	63,9	70,8	74,8	78	80,4	86,2	91
(NH ₄) ₂ SO ₄	41,4	42,2	43	43,8	44,8	45,8	46,8	48,8	50,8
Na ₂ CO ₃	6,4	11,2	17,8	29	32,8	37,2	31,7	30,8	30,8
NaCl	26,3	26,3	26,4	26,5	26,7	26,9	27,1	27,6	28,2
NaNO ₃	42,2	44,6	46,8	49	51,2	53,3	55,9	59,7	64,3
Na ₂ SO ₄	4,5	8,2	16,1	29,1	32,5	31,8	31,3	30,4	29,9

как реакцию взаимодействия их с водой, протекающую в диффузионной области. Процесс растворения большинства солей в воде подчиняется законам молекулярной диффузии, скорость растворения выражается формулой

$$\frac{dm}{d\tau} = K_m F (b^* - b_n),$$

где m — масса растворяющегося вещества, кг; K_m — коэффициент скорости растворения; F — начальная суммарная площадь поверхности частиц растворяемого вещества, м²; b_n , b^* — начальная и концентрация насыщения, кг/м³; τ — время, ч.

Массу растворенного за определенное время вещества можно представить зависимостью

$$m = K_m F (\Delta b_n - \Delta b_k) \tau / 3 \ln (\Delta b_n / \Delta b_k), \quad (1.3)$$

где $\Delta b_n = b^* - b_n$, $\Delta b_k = b^* - b_k$ — движущие силы процесса; b_n , b_k — начальная и конечная концентрации раствора.

Для пользования формулой (1.3) необходимо иметь экспериментальные данные и, особенно, для значения K_m , зависящего от температуры раствора, скорости перемешивания и природы вещества.

Значение скорости растворения для диффузионно-растворяющихся солей выразим в виде

$$K_m = \psi_m \Delta p^{1/3} \mu_{jk} (D_{\mu_{jk}})^{2/3},$$

где $\psi_m = 70 \pm 10$ — постоянная для всех диффузионно-растворимых солей; Δp — избыточное давление в аппарате, МПа; $D_{\mu_{jk}}$ — эффективный коэффициент диффузии при $\mu_{jk} = 1$.

Значение $D_{\mu_{jk}}$ определяется из равенства

$$(D_{\mu_{jk}})_{ст} = (D_{\mu_{jk}})_{с298} T/298,$$

где $(D_{\mu_{jk}})_{ст}$ и $(D_{\mu_{jk}})_{с298}$ — эффективные коэффициенты диффузии соли при концентрации раствора b и температурах T и 298 К.

Значение $D_{\mu_{jk}}$ или μ_{jk} при 298 К (25°C) для растворов многих солей приводятся в справочной литературе.

Для расчета кристаллизации можно воспользоваться зависимостью (1.3), в которой

$$K_m = f(Re, Ag, E).$$

Здесь числа Рейнольдса $Re = \omega l / \nu$ и Архимеда $Ag = \frac{g l^3}{\nu^2} \times \frac{\rho_{ж} - \rho_r}{\rho_{ж}}$ характеризуют движение раствора при перемешивании и процесс выпадания солей из раствора; E — энергия активации процесса, Дж/моль.

1.2. ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА РАСТВОРОВ

Плотность раствора ρ , в зависимости от содержания в нем сухого вещества (рис. 1.2), вычисляется по формуле

$$\rho = \rho_v / [1 - 0,01 B (1 - \rho_v / \rho_s)],$$

где ρ_v , ρ_m — плотность воды и сухого вещества, находящегося в растворенном состоянии, кг/м³; B — массовая концентрация раствора, %.

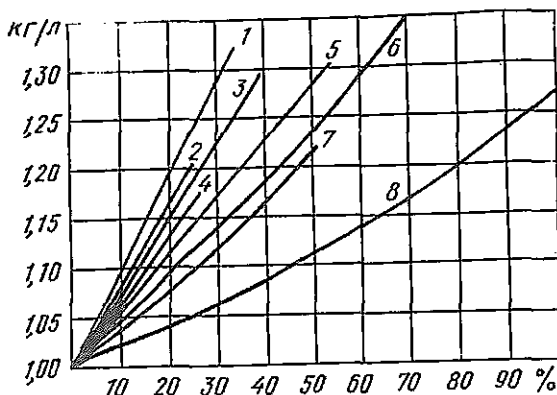


Рис. 1.2. Зависимость плотности некоторых растворов от концентрации
1—8 — соответственно CaCl_2 , NaCl , NaNO_3 , KCl , $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, сахар, NH_4NO_3 , глицерин

Вязкость воды зависит от температуры, солесодержания и плотности. Вязкость минерализованной воды можно рассчитать как

$$\mu_{\text{ж}} = \mu_{\text{в}} \cdot 10^n,$$

где $\mu_{\text{в}}$ — вязкость дистиллированной воды при температуре, t ; $n = 0,8831 \Delta\rho \cdot 10^{-3}$.

Значение вязкости $\mu_{\text{в}}(t)$ можно записать в виде

$$\mu_{\text{в}}(t) = 1353(t+50)^{-1,6928}. \quad (1.4)$$

$\Delta\rho = \rho_{\text{м}} - \rho_{\text{в}}^{20^\circ\text{C}}$ — разность между плотностью минерализованной и дистиллированной вод при 20°C , кг/м^3 ; $\rho_{\text{м}}$ — плотность минерализованной воды при 20°C , кг/м^3 .

Удельная теплоемкость минерализованной воды при:

$$B < 20\%$$

$$c = 4190(100 - B), \quad (1.5)$$

где 4190 Дж/(кг·К) — удельная теплоемкость воды;

$$B > 20\%$$

$$c = 0,0419(100 - B) + 0,01 c_{\text{кр}} B, \quad (1.6)$$

где $c_{\text{кр}}$ — удельная теплоемкость безводного растворенного вещества, Дж/(кг·К).

Заметим, что приведенные формулы для определения плотности и удельной теплоемкости растворов в известной мере условны, поскольку составлены по правилу аддитивности.

При необходимости выполнения точных расчетов можно использовать справочные данные или опытные величины, полученные для заданных растворов.

Теплота парообразования жидкости при атмосферном давлении, кДж/кг, может быть вычислена по формуле

$$r = (36,4 + 19,2 \lg T) T_k / M,$$

где T_k — температура кипения, К; M — молекулярная масса жидкости, кг/моль.

1.3. РАСТВОРИМОСТЬ ГАЗОВ В ЖИДКОСТЯХ

Растворимость газов подчиняется закону Генри, устанавливающему, что при постоянной температуре растворимость газов в жидкости прямо пропорциональна парциальному давлению этого газа над раствором (табл. 1.2), т. е.

$$C_r = \psi p,$$

где C_r — равновесная растворимость в воде, м³/кг; ψ — коэффициент растворимости газа в воде, мг/(кг·Па); p — парциальное давление газа над раствором, Па.

Таблица 1.2

Коэффициенты растворимости некоторых газов в воде в зависимости от температуры, мг/(кг·Па)

°C	O ₂	N ₂	CO ₂	°C	O ₂	N ₂	CO ₂
0	68,3	29,15	3385	40	32,55	14,7	1040
5	60,4	25,8	2755	50	29,45	13,45	846
10	53,55	23,05	2335	60	27,45	12,65	734
15	48,5	20,8	1990	70	25,8	12,15	642
20	43,65	19,05	1710	80	24,8	11,95	571
25	39,9	17,75	1470	90	24,25	11,85	509
30	36,8	16,4	1295	100	24,05	11,75	459
35	34,35	15,5	1150				

Концентрация газа в жидкости зависит от температуры, давления и продолжительности насыщения

$$y = pB(1 - \exp k_p T),$$

где T — температура воды; B — равновесная концентрация газа в воде при данных условиях; k_p — константа скорости растворения газа в воде (при барботаже $k_p = 0,35$ л/мин, при эжекторном насыщении $k_p = 0,8$ л/мин).

Время насыщения воды воздухом при барботаже достигается за 8—10 мин, а при эжекторном насыщении за 2—3 мин.

1.4. ФИЗИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ И СПОСОБЫ КОНЦЕНТРИРОВАНИЯ РАСТВОРОВ

Процесс концентрирования растворов, заключающийся в удалении растворителя путем парообразования при кипении, называется *выпариванием*. В большинстве случаев из раствора удаляют лишь часть растворителя, так как в выпарных аппаратах обычных конструкций с паровым обогревом упаренный раствор должен оставаться в текучем состоянии. Температура кипения растворов зависит от химической природы растворенных веществ и растворителя (растет с увеличением концентрации раствора и внешнего давления). При одинаковом внешнем давлении температура кипения растворов всегда выше температуры кипения чистых растворителей.

В промышленности в большинстве случаев выпариваются водные растворы различных веществ, поэтому в дальнейшем в качестве растворителя будем принимать воду.

Повышение температуры кипения раствора по сравнению с температурой кипения воды при одинаковом внешнем давлении называется физико-химической температурной депрессией

$$\Delta t = t_p - t_n,$$

где t_p , t_n — температуры кипения раствора и воды.

Температурная депрессия достигает существенных значений:

Раствор	T_n , °C	Депрессия, °C
50% NaOH	142,2	42,2
60% KOH	178,8	78,8

Однако образующиеся при этом водяные пары имеют ту же температуру, что и в случае кипения чистой воды, т. е. около 100°C. Парообразование связано с понижением упругости водяного пара (давления насыщения) над раствором по сравнению с упругостью водяного пара над чистой водой при одинаковой температуре. Физико-химическая температурная депрессия может быть вычислена по приближенной формуле Тищенко [3], которую удобнее представить в следующем виде

$$\Delta_T = \Delta_n K,$$

где Δ_T , Δ_n — искомая температурная депрессия при давлении выпаривания и табличная (табл. 1.3) при нормальном давлении; K — коэффициент пропорциональности, зависящий от температуры кипения чистой воды:

$t, ^\circ\text{C}$	40	50	60	70	80	90	100	110	120	130
K	0,6609	0,7106	0,7628	0,8177	0,8735	0,9362	1,0	1,0674	1,1384	1,2135

Повышение температуры кипения раствора определяется не только температурной, но также гидростатической и гидравлической депрессиями.

Гидростатическая депрессия Δ_c вызывается тем, что слои жидкости, находящиеся в нижней части аппарата, кипят при более высокой температуре, чем верхние из-за гидростатического давления столба жидкости.

Гидродинамическая депрессия Δ_r представляет собой разность температур вследствие гидродинамических сопротивлений в греющих трубах и соединительных трактах выпарных аппаратов.

Таким образом, суммарная депрессия при выпаривании растворов

$$\Delta = \Delta_T + \Delta_c + \Delta_r.$$

Практика показала, что для большинства типовых выпарных аппаратов $\Delta_c = 1-3^\circ\text{C}$, а $\Delta_r < 1^\circ\text{C}$.

Важный вопрос при расчете выпарных аппаратов — определение температуры пара над кипящим раствором. Обычно ее принимают равной температуре насыщения при давлении в аппарате или же равной температуре кипения раствора минус суммарную депрессию

$$t_n = t_p - \Delta.$$

Таблица 1.3

Температурная депрессия водных растворов при атмосферном давлении

[illegible]

В выпарных аппаратах непрерывного действия с естественной или принудительной циркуляцией концентрация кипящего раствора близка к конечной, поэтому Δ в этих аппаратах берут для раствора конечной концентрации.

При периодическом процессе выпаривания, когда исходный раствор выпаривается до заданной концентрации, рекомендуется определять Δ для средней концентрации раствора.

Рассмотрим уравнения материального и теплового балансов выпарных аппаратов с паровым обогревом через теплопередающую поверхность.

Обозначив расход поступающего и уходящего из выпарного аппарата раствора, кг/с, через G_1 и G_2 , его начальную и конечную массовую концентрацию, %, через B_1 и B_2 и количество выпаренной воды, кг/с, через W , запишем уравнение материального баланса по:

$$\begin{aligned} \text{всему количеству вещества } G_1 &= G_2 + W; \\ \text{растворенному веществу } G_1 B_1 &= G_2 B_2. \end{aligned}$$

Из этих уравнений находим производительность аппарата по:

$$\begin{aligned} \text{упаренному раствору } G_2 &= G_1 B_1 / B_2; \\ \text{выпаренной воде } W &= G_1 - G_2 = G_1 (1 - B_1 / B_2). \end{aligned}$$

Соответственно уравнение теплового баланса выпарного аппарата с паровым обогревом через теплопередающую поверхность запишется в следующем виде:

$$Q + G_1 c_1 t_1 = W h + G_2 c_2 t_2 + Q_{\text{кон}} + Q_{\text{п}}, \quad (1.7)$$

где Q — теплота, отдаваемая нагревающим агентом (паром); c_1, c_2 — удельные теплоемкости поступающего и уходящего растворов; t_1, t_2 — температуры поступающего и уходящего растворов; h — энтальпия образовавшегося при выпаривании вторичного пара; $Q_{\text{п}}$ — потери теплоты в окружающую среду; $Q_{\text{кон}}$ — теплота концентрирования, т. е. затраты теплоты на повышение концентрации раствора. Обычно теплота концентрирования невелика и поэтому не учитывается.

Рассматривая исходный раствор как смесь упаренного раствора и подлежащей испарению воды, запишем тепловой баланс смешения при температуре кипения раствора в аппарате

$$G_1 c_1 t_1 = G_2 c_2 t_1 + W c_b t_1,$$

откуда

$$G_2 c_2 = G_1 c_1 - W c_w,$$

где c_w — удельная теплоемкость воды.

Подставляя значение $G_2 c_2$ в (1.7) и пренебрегая потерями теплоты в окружающую среду и теплотой концентрирования, получаем количество теплоты, подводимой в единицу времени с греющим паром или тепловую нагрузку аппарата

$$Q = G_1 c_1 (t_1 - t_2) + W(h - c_w t_1).$$

Энтальпия вторичного пара h принимается равной энтальпии насыщенного водяного пара при давлении в аппарате.

С целью экономии греющего пара применяются многокорпусные выпарные установки, в которых вторичный пар каждого корпуса (кроме последнего) используется для обогрева последующего корпуса. Давление от корпуса к корпусу уменьшается так, чтобы температура кипения раствора в каждом корпусе была ниже температуры насыщения пара, обогревающего этот корпус. В многокорпусной выпарной установке расход греющего пара на 1 кг выпаренной воды обратно пропорционален числу корпусов.

В отличие от выпарного аппарата с паровым обогревом через теплопередающую поверхность выпарные АПГ относятся к контактным теплообменникам, где концентрирование происходит путем испарения с поверхности раздела фаз между барботирующим газом и раствором. Такой процесс осуществляется при равновесной температуре (температуре выпаривания) жидкости, которая устанавливается в аппарате в зависимости от целого ряда факторов и отличается от температуры кипения. Эту температуру можно определить на основании решения уравнений материального и теплового балансов АПГ.

В последние годы появились дисцилляционные опреснительные установки для получения пресной воды из морской. Испарение предварительно нагретой воды происходит в камерах вскипания при давлении несколько ниже давления подаваемой воды.

Для установок этого типа (мгновенного вскипания) характерно:

- высокая производительность;
- малое накипеобразование;
- низкая стоимость вырабатываемого дистиллята.

Перечисленные качества обеспечивают возможность концентрирования слабо минерализованных водных растворов.

1.5. КРИСТАЛЛИЗАЦИЯ

Кристаллизация представляет собой процесс выделения твердого растворенного вещества из его раствора. Обязательное условие кристаллизации — пресыщение раствора, которое может создаваться следующими способами:

охлаждением растворов, растворимость которых заметно уменьшается с понижением температуры;

испарением части растворителя при кипении раствора в выпарном аппарате с паровым обогревом, в процессе концентрирования в АПГ или в установке мгновенного вскипания;

комбинированием, т. е. одновременным охлаждением и испарением части растворителя.

В выпарном аппарате с поверхностным теплообменником кристаллизация раствора нежелательна вследствие осаждения кристаллов на теплопередающей поверхности, что в значительной степени ухудшает условия теплопередачи.

В АПГ кристаллизация возможна, однако при охлаждении раствора получаются мелкие кристаллы, которые в дальнейшем сложно отделить от маточника. Для образования крупных кристаллов требуются специальные условия. Поэтому кристаллизацию обычно осуществляют в отдельных аппаратах-кристаллизаторах с водяным или воздушным охлаждением, расположенных после выпарок (рис. 1.3).

Кристаллизатор состоит из сосуда 1, в котором вращается мешалка 6. Охлаждающая вода или рассол протекает по змеевику 4. Мешалка препятствует осаждению образовавшихся кристаллов на дне аппарата и обеспечивает циркуляцию раствора внутри кристаллизатора.

При периодической работе аппарат заполняют раствором. По окончании кристаллизации раствор вместе с кристаллами из аппарата сливается в центрифугу, где кристаллы отделяются от маточника.

При непрерывной работе кристаллизаторов их соединяют последовательно.

В кристаллизаторах с воздушным охлаждением раствора образование кристаллов происходит при непосредственном контакте насыщенного раствора с воздухом. При этом одновременно испаряется часть растворителя в воздух.

В некоторых случаях кристаллизацию осуществляют в вакуум-кристаллизаторах, где одновременно протекают процессы испарения и охлаждения раствора. В основе расчета кристаллизаторов лежат уравнения материального и теплового балансов.

Обозначим: G_1 , G_2 , $G_{кр}$ — масса исходного, маточного растворов и полученных кристаллов, кг; B_1 и B_2 — массовые концентрации исходного и маточного растворов, %; W — масса удаленного растворителя, кг; $B_{кр}$ — массовое содержание безводного кристаллизующегося вещества в кристаллах, %.

Если вещество кристаллизуется в безводной форме, то $B_{кр} = 100\%$. Если в виде кристаллогидратов, то

$$B_{кр} = \frac{100M}{M_{кр}},$$

где M , $M_{кр}$ — молекулярная масса безводного вещества и кристаллогидрата.

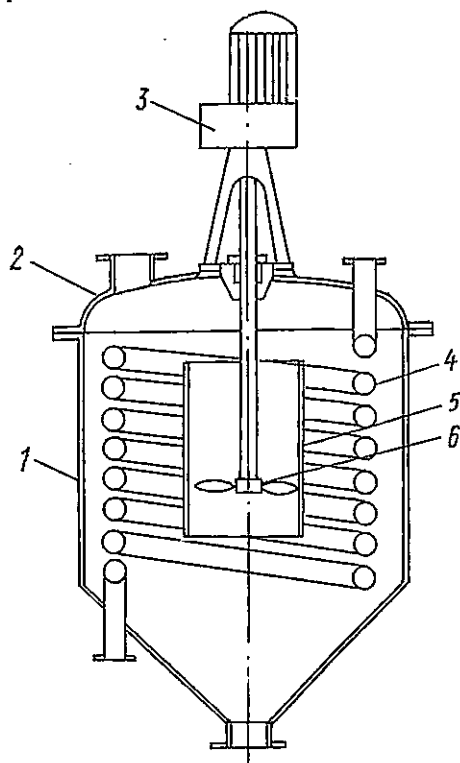


Рис. 1.3. Кристаллизатор с мешалкой и змеевиком для охлаждения раствора

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — привод мешалки; 4 — змеевик; 5 — циркуляционная труба; 6 — мешалка

Тогда уравнение баланса
всего количества вещества

$$G_1 + G_2 = G_{кр} + W; \quad (1.8)$$

безводного кристаллизующегося вещества

$$G_1 B_1 = G_2 B_2 + G_{кр} B_{кр}. \quad (1.9)$$

Совместным решением (1.8) и (1.9) определим массу полученных кристаллов

$$G_{кр} = G_2 (B_2 - B_1) - W B_1 / (B_1 - B_{кр}).$$

При кристаллизации без удаления растворителя ($W=0$)

$$G_{кр} = G_2 (B_2 - B_1) / (B_1 - B_{кр}).$$

Для общего случая кристаллизации с охлаждением раствора и удалением части растворителя уравнение теплового баланса запишется в следующем виде:

$$G_1 c_1 t_1 + G_{кр} q_{кр} = G_2 c_2 t_2 + G_{кр} c_{кр} t_2 + W h + Q, \quad (1.10)$$

где c_1 , c_2 и $c_{кр}$ — удельные теплоемкости исходного, маточного растворов и кристаллов; t_1 , t_2 — температура исходного и маточного растворов и кристаллов; h — энтальпия удаляемых паров растворителя; $q_{кр}$, Q — теплота кристаллизации и теплота, отводимая с охлаждающим агентом.

Если кристаллизация протекает с поглощением теплоты, то $q_{кр}$ имеет отрицательное значение.

Рассматривая исходный раствор как смесь маточного раствора, кристаллов и испаренной воды, запишем тепловой баланс смешения при температуре t_2

$$G_1 c_1 t_2 = G_2 c_2 t_2 + G_{кр} c_{кр} t_2 + W c_v t_2, \quad (1.11)$$

откуда

$$G_2 c_2 + G_{кр} c_{кр} = G_1 c_1 - W c_v, \quad (1.12)$$

где c_v — удельная теплоемкость воды.

Решая уравнение (1.12) совместно с (1.10), получаем

$$G_1 c_1 (t_1 - t_2) + G_{кр} q_{кр} = W (h - c_v t_2) + Q. \quad (1.13)$$

В процессе кристаллизации без удаления части растворителя ($W=0$) с охлаждаемым агентом отводится теплота, отдаваемая раствором при его охлаждении $G_1 c_1 (t_1 - t_2)$ и кристаллизации $G_{кр} q_{кр}$.

1.6. ГРАФОАНАЛИТИЧЕСКИЙ МЕТОД ОПРЕДЕЛЕНИЯ ОБЛАСТЕЙ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ АППАРАТОВ ДЛЯ ТЕРМИЧЕСКОЙ ОБРАБОТКИ РАСТВОРОВ

В целях рационального использования теплоэнергетических ресурсов при термической обработке жидкостей чрезвычайно важно знать области применения теплоиспользующих установок, в которых процесс выпаривания растворов становится эффективным и экономичным.

При удалении паровой фазы концентрация раствора будет непрерывно увеличиваться. Изменение содержания воды в растворе y по отношению к массовой концентрации раствора x можно представить в виде зависимости

$$y = f(x).$$

В процессе выпаривания раствора содержание воды уменьшается и в конечном результате достигается соотношение

$$y = 100 G_{\text{ж}} / G_{\text{т}}, \quad (1.14)$$

где $G_{\text{ж}}$, $G_{\text{т}}$ — масса растворителя (воды) и растворенного вещества, кг.

Масса воды в остатке упаренного раствора

$$G_{\text{ж}} = G_{\text{пр}} - G_{\text{т}},$$

где $G_{\text{пр}}$ — масса продукта (концентрата), кг.

Подставляя это значение $G_{\text{ж}}$ в (1.14), получаем

$$y = (G_{\text{ж}} / G_{\text{т}}) = (G_{\text{пр}} - G_{\text{т}}) / G_{\text{т}} = G_{\text{пр}} / G_{\text{т}} - 1.$$

Для любого раствора при концентрации x , %, содержание растворенного вещества определяют по формуле

$$G_{\text{т}} = 0,01 G_{\text{пр}} x.$$

Подставляя значение выражения (1.12) в (1.11) имеем

$$y = 100/x - 1 = (100 - x)/x. \quad (1.14 \text{ а})$$

Уравнение (1.13) показывает, что каждой концентрации x соответствует определенное значение y при условии, что выпаривание ведется без уноса раствора с паровой фазой. Поэтому, задаваясь концентрацией растворенного вещества в конечном растворе, можно графически получить кривую (рис. 1.4), характеризующую зависимость $y = f(x)$. Значения y , вычисленные расчетом по (1.14 а) приведены ниже:

x	3	5	10	15	20	25	30	40
$y = (100 - x)/x$	31	19	9	5,65	4,0	3,0	2,33	1,5

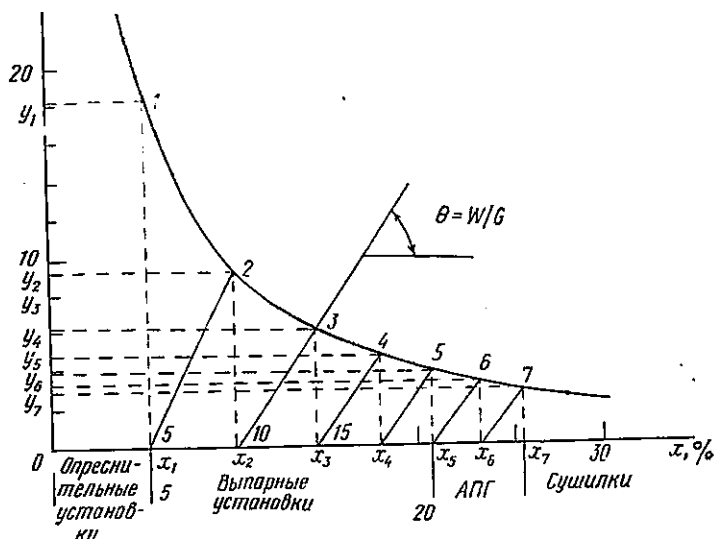


Рис. 1.4. Графический способ определения числа ступеней выпарной установки и областей использования аппаратов погружного горения

Известно, что выпаривание раствора в одном аппарате от концентрации 3% до полного насыщения экономически нецелесообразно. Практика показала, что этот процесс при слабых растворах ($B \leq 3\%$) необходимо выполнять в аппаратах мгновенного испарения, которые принято называть опреснительными установками.

Для выпаривания растворов с начальной концентрацией 5—10% применяют многокорпусные выпарные установки кожухотрубчатого типа. Число корпусов вычисляют, исходя из минимальных затрат на сооружение и эксплуатацию выпарных установок.

При разработке технологической схемы выпарной установки придерживаются принципа непрерывности процесса в каждом корпусе, который выражается соотношением

$$\theta = W/G_n,$$

где W , G_n — расход выпаренной воды из раствора и исходного раствора, поступающего на выпаривание, кг/ч.

Соотношение $\theta = W/G_n$ всегда меньше единицы, поэтому его можно представить в виде тангенса угла, определяющего ступени выпаривания раствора на кривой для каждого зна-

чения концентрации x (см. рис. 1.4). Если принять $\theta=0,6$, то прямая из точки $x_1=5\%$ на пересечении линии испарения укажет точку 2, соответствующую $y_2=9$. Из точки 2 опустим перпендикуляр и получим концентрацию $x_2=10\%$ на выходе из второго корпуса. Продолжая построение ступени аналогичным образом, найдем число корпусов, необходимых для выпаривания раствора до заданной концентрации.

Таким образом, в результате графического построения зависимости $y=f(x)$ и соотношения $\theta=W/G$, рассчитывают число выпарных аппаратов установки, пригодной для выпаривания раствора от исходной до заданной концентрации.

При малой концентрации раствора $x<5\%$ кривая испарения приближается к прямой вертикальной линии и угол θ стремится к 90° . Это указывает на то, что в такой области применять выпарные аппараты кожухотрубчатого типа нецелесообразно. Более эффективными для выпаривания растворов с малым содержанием солей будут установки адиабатного или мгновенного вскипания (по типу опреснительных установок морской воды).

Так же нерационально применять выпарные установки при термической обработке растворов с высоким содержанием солей, когда $y\leq 1,5$. В этом случае для обезвоживания растворов до предельной концентрации лучше использовать АПГ и аппараты с кипящим слоем.

Номографический способ нахождения числа ступеней выпарных установок следует рассматривать как изыскательный метод при проектировании установок термического выпаривания растворов. При этом необходимо учитывать теплофизические свойства растворов и технико-экономические показатели, определяющие себестоимость получаемой продукции.

Для уточнения оптимального числа ступеней многокорпусной выпарной установки можно воспользоваться методикой, разработанной на основе минимальных затрат [4].

Можно сделать вывод, что АПГ целесообразно применять для концентрирования раствора от 19% и более, т. е. до полного насыщения (см. рис. 1.4). Такая предельная концентрация зависит от физико-химических свойств растворенных веществ в воде (см. табл. 1.2).

Растворы минеральных солей можно концентрировать до предельной растворимости ($\text{NaCl}=28-29\%$, $\text{MgCl}_2=38-40\%$ и т. п.), а некоторых минеральных кислот — выпаривать до концентрации $\text{H}_2\text{SO}_4=70\%$; $\text{HCl}=20\%$; $\text{H}_2\text{PO}_5=60\%$.

Следовательно, для выбора способа выпаривания сточных вод необходимо вначале рассчитать не только содержание и концентрацию веществ, растворенных в воде, но и степень водосодержания u , которая обуславливает технико-экономические показатели выпарной установки, связанные с расходом таких теплоэнергетических ресурсов как пар, электроэнергия, охлаждающая вода и топливо.

Только после технико-экономических расчетов следует принимать решение о создании той или иной установки, предназначенной для концентрирования растворов.

ГЛАВА 2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССОВ БАРБОТАЖА ГАЗА В ЖИДКОСТИ

2.1. ДИСПЕРГИРОВАНИЕ ГАЗОВОГО ПОТОКА В ЖИДКОСТИ

Нагретые газы, поступающие в жидкость через барботеры, диспергируются в пузырьки, а затем при всплытии отдают теплоту и сами насыщаются паром. Чем больше пузырьков находится в жидкости, тем интенсивнее протекает процесс испарения. В этом случае улучшается структура барботажного слоя и достигается более развитая поверхность соприкосновения газового потока с жидкостью. Исследование процессов барботажа газа в жидкости проводят на гидродинамической установке (рис. 2.1).

Воздух от компрессора 1 по трубопроводу под давлением $p=0,3$ МПа поступает в редукционный клапан 2, с помощью которого устанавливаются расход от 0,4 до 5 м³/ч и рабочее давление 100—400 мм рт. ст. согласно регламенту. Расход воздуха измеряется ротаметром 3, давление в системе фиксируется манометром 4. Воздух с заданными параметрами поступает в электронагреватель 5. Напряжение и сила тока в электронагревателе регулируются с помощью ЛАТР-1, включенного в цепь питания. В электронагревателе воздух нагревается до требуемой температуры 100—400°C.

Для снижения теплотерь электронагреватель и трубопроводы нагретого воздуха хорошо изолируются асбестовым шнуром.

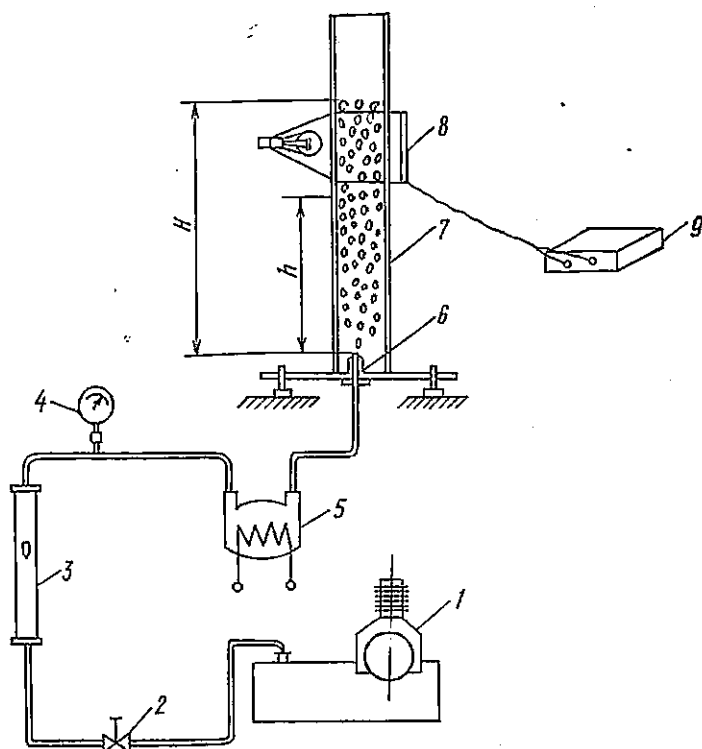


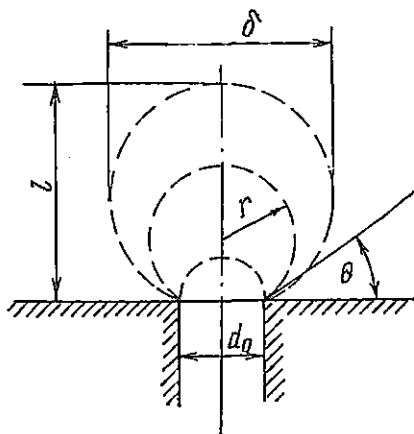
Рис. 2.1. Схема установки для исследования гидродинамических процессов барботажного газа в жидкости

1 — компрессор; 2 — редукционный клапан; 3 — ротаметр; 4 — манометр; 5 — электронагреватель; 6 — сопло; 7 — цилиндр (стекло); 8 — фотоэлемент; 9 — электролампа

Моделирование барботажных процессов — одно из наиболее сложных задач гидродинамики. Большую роль играет степень дисперсности газа, зависящей от конструкции барботера, расхода газа, степени турбулизации жидкости и габаритных размеров аппарата. Значительное влияние оказывают гидродинамические процессы между газовой фазой и жидкостью.

При барботаже газа в жидкости образуются газовые пузыри, которые всплывают по высоте жидкостного слоя, а затем разрушаются на свободной поверхности. Чем больше

Рис. 2.2. Схема образования газовых пузырьков в жидкости при истечении газа через одиночное сопло



пузырьков в жидкости, тем лучше становится структура барботажного слоя и достигается более развитая поверхность соприкосновения газа с жидкостью.

Структура барботажного слоя зависит от режима движения и размеров газовых пузырьков. При барботаже газа в жидкости различают четыре режима:

- пузырьковый;
- эмульсионный;
- струйный;
- пробковый (эрлифтный)

Для работы барботажных испарителей чаще всего применяют эмульсионный режим, обеспечивающий наиболее развитую межфазную поверхность, которая определяется суммарной поверхностью пузырьков, находящихся в барботажном слое жидкости.

Для изучения общей картины барботажа газа в жидкости, рассмотрим образование одиночного пузыря под действием гидродинамических сил. Шарообразный пузырек (рис. 2.2) при отрыве от сопла, имеющего диаметр d_0 , испытывает влияние следующих сил [5]:

подъема

$$P_1 = V_{\text{п}} \Delta \rho g = \frac{4\pi r^3}{3} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g;$$

трения

$$P_2 = 6\pi r \mu_{\text{ж}} u;$$

поверхностного натяжения

$$P_3 = \pi d_0 \sigma;$$

инерции

$$P_4 = d(M, u)/2r.$$

Если допустить, что силы трения P_2 и инерции P_4 сравнительно малы и ими можно пренебречь, то при равновесии $P_1 = P_3$ (газовый пузырек достиг своего максимального размера и находится в состоянии отрыва у сопла) можно написать

$$\frac{4\pi r^3}{3} (\rho_{ж} - \rho_{г}) g = \pi d_0 \sigma,$$

откуда

$$r = \sqrt[3]{\frac{3\sigma d_0}{4(\rho_{ж} - \rho_{г})g}}. \quad (2.1)$$

Для газового пузырька характерным размером считается диаметр

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{6\sigma d_0}{(\rho_{ж} - \rho_{г})g}} = 1,82 \sqrt[3]{\frac{\sigma d_0}{\rho_{ж} - \rho_{г}}}. \quad (2.2)$$

Из (2.1) следует, что размеры газового пузырька обусловлены физическими свойствами жидкости σ , $\rho_{ж}$ и диаметром сопла d_0 , через которое осуществляется барботаж газа. Диаметр шарообразных пузырьков зависит от размера сопла барботера [6]:

$$\delta = 1,82 d_0 We^{1/3}, \quad (2.3)$$

где $We = \sigma / g \rho_{ж} d_0^2$ — число Вебера.

Выражение (2.3) подтверждает, что размеры газовых пузырьков определяются главным образом диаметром сопла и не зависят от расхода газа. Практика показала, что (2.3) справедливо только для газовых пузырьков с диаметром менее 2 мм.

Проверяя более тщательно движение газовых пузырьков в жидкости было установлено [7], что диаметр крупных пузырьков ($\delta \geq 2$ мм) зависит от режима истечения газа в сопле

$$\delta = 4,6 d_0^{0,5} Re^{0,333}, \quad (2.4)$$

где $Re = u\delta/\nu$ — число Рейнольдса.

Процессы образования и всплытия газовых пузырьков в жидкости [8, 9] описываются уравнением

$$\delta/d_0 = [1,82 - 200 A^{0,16}] We^{0,36}, \quad (2.5)$$

где $A = \rho_r / (\rho_{ж} - \rho_r)$.

Следует заметить, что (2.5) не учитывает режим истечения газа из сопла барботера, а это противоречит исследованиям Рени и Эванса.

Размер газовых пузырьков в большей мере зависит от расхода газа и физических свойств жидкости [6, 9, 10], и его рекомендуется рассчитывать по формулам для следующих режимов:

ламинарный ($Re = u\delta/\nu \leq 9$)

$$\delta = 3,22 [\mu_{ж}/Pg(\rho_{ж} - \rho_r)]^{0,25} G_r^{0,25},$$

турбулентный ($Re \geq 9$)

$$\delta = 2,35 [\rho_{ж}/P^2g(\rho_{ж} - \rho_r)]^{0,2} G_r^{0,4}. \quad (2.6)$$

По мере удаления пузырей от барботера их диаметр изменяется вследствие разрушения и коалесценции. Размеры газовых пузырьков существенно влияют на скорость подъ-

Таблица 2.1

Зависимость размеров δ пузырьков воздуха в воде от диаметра сопла при стационарном давлении $p = 10^5$ Па и расходе газа $G_r = 0,001$ м³/с

Диаметр сопла d_0 , мм	Диаметр газового пузырька (эксперимент)	Диаметр газового пузыря δ , рассчитанный по формулам				
		(2.2)	(2.3)	(2.4)	(2.5)	(2.6)
0,45	2,4	2,7	2,75	1,63	2,6	2,45
1,0	3,3	2,54	3,65	3,17	3,24	3,05
1,5	3,9	4,0	4,20	4,45	3,72	3,4
2,0	4,6	4,47	5,38	5,68	4,66	4,0
3,0	4,8	5,1	5,27	7,78	4,41	4,35
4,0	4,2	5,6	5,04	—	4,08	4,6
5,0	5,1	6,05	5,58	—	5,1	4,9
6,0	5,9	6,3	6,05	—	5,87	5,5
7,0	7,1	6,5	6,9	—	6,5	5,8
8,0	8,1	6,5	7,7	—	6,9	6,0

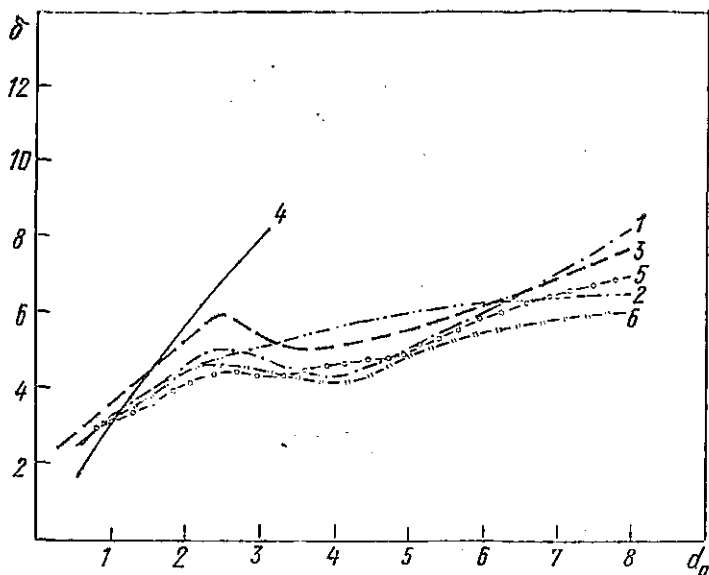


Рис. 2.3. Сопоставление зависимости размеров пузырьков воздуха в воде от диаметра сопла с расчетными величинами, полученными по формулам

1 — экспериментальные данные; 2 — (2.2); 3 — (2.3); 4 — (2.4); 5 — (2.5); 6 — (2.6)

ема. В связи с этим очень важно установить переходные области колесценции и предельные режимы всплывания.

Результаты измерений шаровидных пузырьков, зафиксированных фотографированием, сопоставлены с расчетными данными (табл. 2.1).

Зависимость диаметра газовых пузырьков от размера сопла при одинаковых расходах воздуха показана в виде кривых (рис. 2.3). Заметим, что экспериментальные данные хорошо согласуются с расчетными диаметрами газовых пузырьков по формулам (2.1), (2.3) и (2.5), однако с увеличением диаметра сопла ($d_0 \geq 5$ мм) наблюдается существенное расхождение. Это объясняется тем, что при одинаковых расходах газа происходит колебание жидкости, прилегающей к кромке сопла. В результате движения жидкости выбрасываемые пузырьки из сопла приобретают различные размеры, а при всплывании подвергаются разрушению и колесценции.

2.2. ВЛИЯНИЕ СТАТИЧЕСКОГО НАПОРА В БАРБОТАЖНЫЕ ПРОЦЕССЫ

Исследования показали, что диаметр газового пузыря обусловлен размером сопла в пределах

$$\delta = 1,83 d_c \sqrt{\epsilon},$$

где d_c — диаметр сопла менее 3 мм; ϵ — параметрический коэффициент, определяемый по формуле

$$\epsilon = cgh / (2gh + \omega^2).$$

Здесь c — коэффициент, который определяется размерами аппарата и барботера; соотношение $D_a/d_c = 0,1$ дает $c=1$; h — статический напор воды над барботером, м; ω — скорость истечения газа в сопле, м/с; D_a — диаметр аппарата.

Имеются утверждения, что размеры пузырьков зависят от статического напора жидкости h , находящейся над соплом барботера [2, 11]. При различных скоростях газового потока такую зависимость можно представить графически (рис. 2.4) для двух жидкостей — раствора глицерина и воды. Опыты показали, что физические свойства жидкости также имеют существенное влияние на формирование размеров газовых пузырьков.

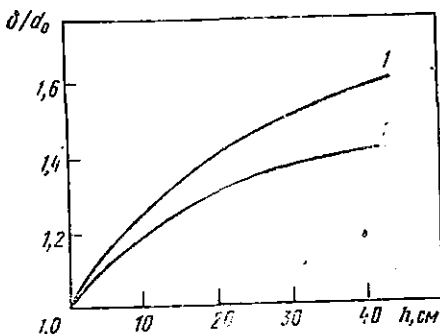


Рис. 2.4. Зависимость отношения δ/d_0 от высоты барботажного слоя жидкости h

1 — вода; 2 — глицерин

2.3. СКОРОСТЬ ВСПЛЫТИЯ ГАЗОВЫХ ПУЗЫРЬКОВ В ЖИДКОСТИ

После отрыва от сопла газовый пузырь всплывает в жидкости под действием выталкивающей силы и преодоления сил сопротивления. При равенстве этих сил будем иметь

$$\frac{\pi \delta^3}{6} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g = \zeta \frac{\pi \delta^2}{4} \frac{\rho_{\text{ж}} u^2}{2}. \quad (2.7)$$

Из (2.7) находим значение скорости всплытия пузыря

$$u = \sqrt{\frac{4\delta(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})g}{3\zeta\rho_{\text{ж}}}}. \quad (2.8)$$

Учитывая, что $\rho_{\text{ж}} \gg \rho_{\text{г}}$ уравнение (2.8) упрощается

$$u = \sqrt{\frac{4\delta g}{3\zeta}}. \quad (2.9)$$

Критерием, определяющим режим движения газовых пузырьков в неподвижной жидкости считается число Рейнольдса

$$\text{Re} = u\delta\rho_{\text{ж}}/\mu_{\text{ж}}.$$

При ламинарном режиме ($\text{Re} \leq 9$) коэффициент сопротивления

$$\zeta = 24/\text{Re}.$$

Подставляя значение ζ в (2.9), получаем

$$u_{\text{л}} = \sqrt{\frac{4\delta g}{3 \cdot \frac{24}{9}}} = \sqrt{\frac{\delta g}{2}}. \quad (2.10)$$

При турбулентном режиме ($\text{Re} \geq 9$) коэффициент сопротивления

$$\zeta = 8/3.$$

Тогда

$$u_{\text{т}} = \sqrt{\frac{4\delta g}{3 \cdot \frac{8}{3}}} = \sqrt{\frac{\delta g}{2}}. \quad (2.11)$$

Из формул (2.10) и (2.11) следует, что скорости всплытия газовых пузырьков при переходе от ламинарного к турбулентному режиму равны. Исследования показали, что коэффициент сопротивления ζ при ламинарном режиме прямолинейно падает, а при турбулентном — он постоянный (рис. 2.5).

Заметим, что в (2.10) и (2.11) входит диаметр пузырька, который при барботаже может иметь различные размеры, а, следовательно, и различные скорости всплытия.

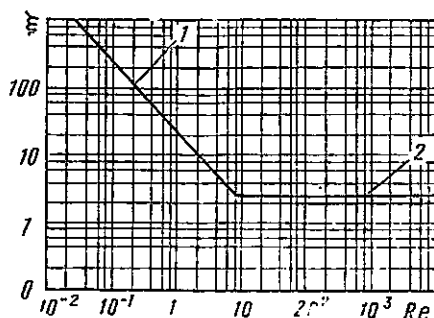


Рис. 2.5. Зависимость коэффициента сопротивления всплытия газовых пузырьков от числа Рейнольдса

1, 2 — ламинарный и турбулентный режимы

Установлено [6], что скорость всплытия газовых пузырьков в воде зависит от их диаметра (рис. 2.6):

$\delta \leq 1,5$ мм — скорость всплытия возрастает;

$\delta = 2-5$ мм — скорость всплытия снижается, в результате деформации поверхности пузырьков и повышения действия сил лобового сопротивления (пузырьки приобретают эллипсовидную форму);

$\delta \geq 6$ мм — скорость всплытия возрастает незначительно и приближается к постоянному значению (пузырьки приобретают грибовидную форму).

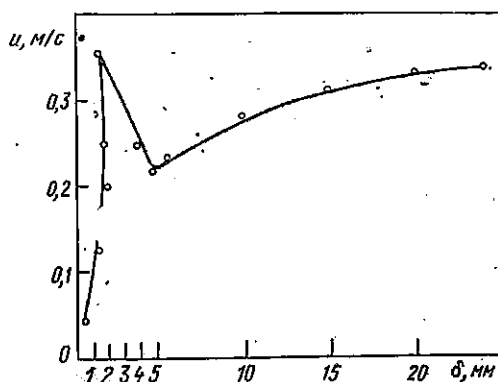


Рис. 2.6. Зависимость скорости всплытия газовых пузырьков в воде от их размеров

Формирование пузырьков зависит от размера сопла и свойств жидкости [12], а скорость их всплытия описывается уравнением:

$$u = 0,35 [gd_0 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) / \rho_{\text{г}}]^{0,5}.$$

Как показывают эксперименты, формула (2.11) дает завышенные результаты. При ламинарном режиме скорость всплытия $u \leq 0,35$ м/с.

В связи с тем, что газовый пузырек заполнен сжимаемой газовой средой и под влиянием неравномерности давления по контуру последний деформируется, необходимо учитывать стабилизирующую силу, выраженную через поверхностное натяжение.

Авторы фундаментальных работ по гидродинамике газожидкостных систем [6] рекомендуют определять скорость всплытия пузырьков по следующим уравнениям:

пульсирующие сфероиды (при $1 \leq Re < 2 B^{0,42}$)

$$B = \sigma^{3/2} \rho_{\text{ж}} / g \mu_{\text{ж}} \sqrt{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})};$$

$$u = 0,33 g^{0,76} / \nu_{\text{ж}} (0,5 \delta)^{1,23},$$

плоские пульсирующие сфероиды (при $2 B^{0,42} < Re < 1,5 B^{0,5}$)

$$u = 1,35 \sqrt{\frac{g \sigma}{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) \frac{\delta}{2}}};$$

грибовидные пузыри (при $Re > 1,5 B^{0,5}$)

$$u = 1,18 \sqrt[4]{g^2 \sigma (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) / \rho_{\text{ж}}^2}.$$

Другие уравнения для расчета скорости всплытия газовых пузырьков с учетом трех режимов предложили Н. И. Смирнов и В. Л. Рубан [13]:

турбулентный

$$u = 1,3 \delta^{0,5} g^{0,5} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})^{0,4} / \rho_{\text{ж}}^{0,48};$$

переходный

$$u = 0,24 \delta g^{0,33} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})^{8/15} / \rho_{\text{ж}} \mu_{\text{ж}}^{0,33};$$

ламинарный

$$u = 0,05 \delta^2 \rho_{\text{ж}}^{0,04} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})^{0,8} / \mu_{\text{ж}}.$$

Согласно исследованиям И. Г. Маленкова [14] скорость всплытия газовых пузырьков в жидкости для автотомельной области определяется

$$u = \sqrt{\sigma / r (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) + g r (1 - \rho_{\text{г}} / \rho_{\text{ж}})}.$$

Если принять во внимание, что второй член под корнем сравнительно мал и им можно пренебречь, то скорость всплытия в жидкости можно с достаточной приближенностью описать более простой формулой

$$u = A \sqrt{\sigma / r (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})},$$

где A — коэффициент, характеризующий форму газовых пузырьков:

шаровидные ($\delta = 2r \leq 2$ мм) $A = 0,35$;
 эллипсовидные ($2 < \delta < 6$ мм) $A = 0,78$;
 грибовидные ($\delta > 6$ мм) $A = 1,35$.

Сопоставление значений скорости всплытия пузырьков в воде с расчетными величинами, полученными по приведенным формулам, не дало однозначных результатов. Однако следует признать, что барботажные устройства имеют большое значение в организации барботажных процессов.

2.4. СОПРОТИВЛЕНИЕ СРЕДЫ И РЕЖИМЫ БАРБОТАЖА ГАЗА В ЖИДКОСТИ

При всплытии газовые пузырьки испытывают сопротивление среды

$$P_c = \zeta \frac{\pi \delta^2}{4} \frac{u^2}{2} \rho_{\text{ж}}.$$

При отрыве от сопла пузырек испытывает силу подъема

$$P_1 = \frac{\pi \delta^3}{6} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g.$$

Приравнявая $P_c = P_1$, можно определить коэффициент сопротивления

$$\zeta = \frac{4}{3} \frac{\delta (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g}{u^2 \rho_{\text{ж}}} = \frac{4}{3} \frac{\delta g}{u^2} \left(\frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}} \right)$$

или

$$\frac{3}{4} \zeta = \frac{\delta g}{u^2} \frac{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}.$$

Коэффициент сопротивления ζ определяется опытным путем.

Для стабильной области движения шарообразных пузырьков, пользуясь уравнением Стокса, коэффициент сопротивления

$$\zeta = 24 / \text{Re}.$$

Доказано, что лобовое сопротивление шарообразных пузырьков при $Re < 5$ совпадает по величине с лобовым сопротивлением твердых сфер. При больших диаметрах газовых пузырьков сопротивление возрастает.

Коэффициенты сопротивления, полученные экспериментальным путем различными исследователями:

Кривелен и
Гофтийцер [5]

$$\xi = 24/Re$$

Гадамард [15]

$$\xi = \frac{24}{Re} \frac{2\mu_{ж} + \varepsilon\mu_r}{3\mu_{ж} + 3\mu_r}$$

Буссинеск [16]

$$\xi = \frac{24}{Re} \frac{1 + (2\mu_{ж} + 3\mu_r) \frac{\delta}{2}}{1 + (3\mu_{ж} + 3\mu_r) \frac{\delta}{2}}$$

Лохиль [17]

$$\xi = \frac{48}{Re} \left[1 + \frac{\mu_r}{\mu_{ж}} - \frac{0,314}{Re^{1/2}} \left(\frac{4}{3} + 2 \frac{\mu_r}{\mu_{ж}} \right) \right]$$

Мур [18]

$$\xi = 32/Re$$

Горринч
и Катц [19]

$$\xi = 48/Re$$

Левич [20]

$$\xi = 48/Re \quad (\text{при } Re \geq 1)$$

Чао [21]

$$\xi = \frac{32}{Re} \left[1 - \frac{\mu_r}{\mu_{ж}} - 0,314 \frac{1 + 4 \left(\frac{\mu_r}{\mu_{ж}} \right)}{Re^{1/2}} \right]$$

Хаберман и
Мортон [22]

$$\xi = \frac{24}{Re} [1 + 0,197 Re^{0,63} + 2,64 \cdot 10^{-4} Re^{1,38}]$$

Анализ уравнений показывает, что значения коэффициента варьируются в широких пределах в зависимости от Re и физических свойств контактируемых сред. Эту зависимость в общем виде можно представить в виде

$$\xi = \kappa/Re,$$

где κ — коэффициент, учитывающий свойства жидкой среды и при барботажных режимах может иметь значение от 24 до 48. На основании исследований зависимости между ξ и Re как функции числа Мортон, характеризующего физические свойства жидкости [23, 24], построен график (рис. 2.7), содержащий области для шаровых, эллипсоидных и грибо-

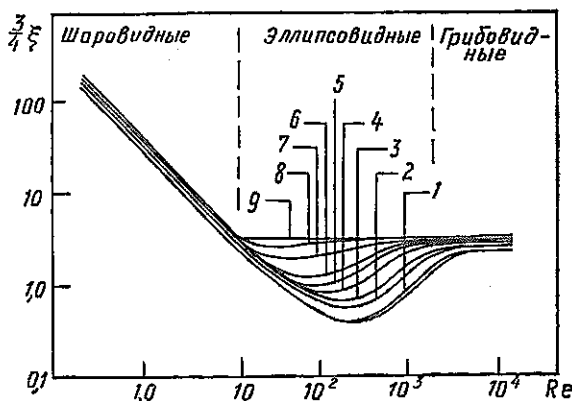


Рис. 2.7. Зависимость коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса с учетом числа Мортон

1—9— M соответственно равно $41,1 \cdot 10^{-12}$; $87,5 \cdot 10^{-12}$; $30 \cdot 10^{-11}$; $11,1 \cdot 10^{-9}$; $47,1 \cdot 10^{-8}$; $68,8 \cdot 10^{-7}$; $34,9 \cdot 10^{-5}$; $13 \cdot 10^{-3}$; $22 \cdot 10^{-1}$

видных пузырьков. Каждая фаза характеризуется безразмерным числом Мортон [22]

$$M = g \mu_{ж}^4 / \rho_{ж} \sigma.$$

В процессе экспериментов изучены скорости движения пузырьков в различных жидкостях и в качестве характеристики режима были приняты:

$$Re = u \delta / \nu;$$

$$3/4 \zeta = \frac{g \delta}{u^2} \left(\frac{\rho_{ж} - \rho_{г}}{\rho_{ж}} \right) \approx \frac{g \delta}{u^2} = E,$$

где E — критерий, характеризующий подъем пузырьков.

Исследования проводились так, чтобы в широком диапазоне физических величин жидких сред можно было получить безразмерные параметры Re , ζ , M в различных условиях и режимах барботаж. Зависимость коэффициента сопротивления $\zeta = f(Re)$ с учетом значений числа Мортон показывает, что при $Re < 10$ и $M = 22 \cdot 10^{-1} = 2,2$ газовые пузырьки шаровидной формы всплывают во всех жидкостях с одинаковой скоростью и сопротивление не зависит от M .

При $Re > 10$ газовые пузырьки приобретают эллипсоидную форму, где коэффициент сопротивления ζ имеет различ-

ные значения в зависимости от физических свойств жидкостей, т. е. числа Мортон.

При дальнейшем повышении режима барботажа ($Re > 1000$) влияние среды опять теряет свое значение и коэффициент ξ достигает постоянной величины, когда пузырьки приобрели стабильную грибовидную форму (см. рис. 2.7).

Изучая этот вопрос С. Меада и Т. Тадаки [25] ввели в расчеты формообразующий фактор E в зависимости от нового параметра $Re M^{0,23}$ и установили:

грибовидные пузырьки	$E = 3,5$;
эллипсоидные	$E = 0,675 (Re M^{0,23})^{0,528} \quad (2 < Re M^{0,23} < 6);$
	$E = 0,4 (Re M^{0,23})^{0,84} \quad (6 < Re M^{0,23} < 16,5).$

Сопоставление собственных опытов с результатами С. Меада и Т. Тадаки (рис. 2.8) показало, что экспериментальные данные хорошо согласуются с расчетными и при $Re M^{0,23} \geq 2$ газовые пузырьки начинают деформироваться, а при $Re M^{0,23} \geq 6$ — приобретают грибовидную форму.

Исследования показали, что при барботаже газа в жидкости существует связь между ξ , Re , M и E , которая очерчивает области перехода шаровидных в эллипсоидные пузырьки, а затем эллипсоидные в грибовидные. Установлено, что при $Re M^{0,23} \geq 2$ эллипсоидные пузырьки передвигаются в жидкости в виде снаряда (меньшим диаметром вверх), с большими отклонениями от вертикальной линии, что способствует более интенсивному перемешиванию раствора. При переходе к грибовидной форме процесс перемешивания жид-

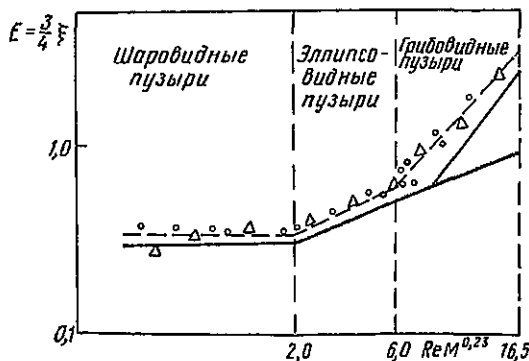


Рис. 2.8. Зависимость значения E от числа $Re M^{0,23}$

кости несколько снижается и уменьшается скорость всплытия пузырьков. В этом случае коэффициент сопротивления возрастает и соответствует зависимости

$$\xi = 4/3 (\text{Re } M^{0,23})^{0,5} \quad \text{или}$$

$$\xi = 1,33 (\text{Re } M^{0,23})^{0,5}.$$

2.5. ЧАСТОТА ОБРАЗОВАНИЯ ПУЗЫРЬКОВ И ДАЛЬНОБОЙНОСТЬ СТРУИ ГАЗА В ЖИДКОСТИ

Вследствие барботажа газа в жидкости под действием сил поверхностного натяжения и гидростатического давления развиваются капиллярные волны, амплитуда которых возрастает над соплом до радиуса струи. В результате происходит разрыв газовой струи на пузырьки с диаметром, равным длине волны λ .

Согласно исследованиям И. Рэлея соотношение длины волны к диаметру струи $l_{\max}/d_c = 4,508$.

Частота волны при максимальной неустойчивости $f_{r_{\max}}$ определяется из соотношения

$$f_{r_{\max}} = \omega_0 / 4,508 d_0.$$

Опыты показали, что частота волны не превышает $1/40$ с.

Если допустить, что объем образующихся пузырьков равен объему отрезка цилиндрической струи газа длиной $l_{\max}$, то из уравнения материального баланса следует

$$\delta/d_0 = [1,5(l_{\max}/d_0)]^{1/3}.$$

При оптимальной частоте $f_{r_{\max}}$ соотношение диаметра пузырька к диаметру сопла

$$\delta/d_0 \approx 1,89.$$

В опытах Тейлора [12] при барботаже газа в различных жидкостях получены соотношения несколько отличающиеся от результатов Рэлея:

$$l_{\max}/d_c = 4,66 \quad \text{и} \quad \delta/d_0 = 1,92.$$

В связи с тем, что эти сведения имеют экспериментальный характер, для обработки собственных экспериментов было принято расчетное уравнение (2.1), учитывающее равновесие сил подъема и сил поверхностного натяжения

$$4/3 \pi r^3 (\rho_j - \rho_r) g = \pi d_0 \sigma,$$

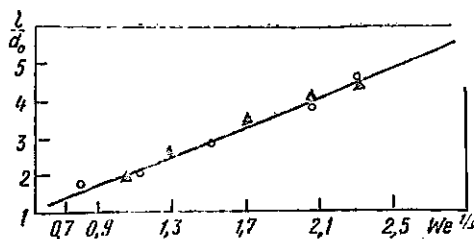


Рис. 2.9. Зависимость дальности струи газа в жидкости от числа Вебера

или при $\delta = 2r$ имеем

$$\delta_{\max} = \sqrt[3]{\frac{6d_0 \sigma}{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g}}. \quad (2.12)$$

Преобразуем (2.12) следующим образом:

$$\delta_{\max}^3 = \frac{6d_0 \sigma}{(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g} \frac{d_0^2}{d_0^2}$$

или

$$\frac{\delta_{\max}^3}{d_0^3} = \frac{6\sigma}{d_0^2 (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}) g},$$

тогда

$$\frac{\delta_{\max}}{d_0} = \sqrt[3]{6We} \approx 1,82 We^{1/3}.$$

Положив последнее выражение в основу обработки опытных данных, были получены результаты (рис. 2.9).

Зависимость относительной дальности струи газа в жидкости от числа Вебера (рис. 2.9) находится в пределах этого числа:

$$We^{1/3} = 3,39 - 0,6.$$

При увеличении диаметра сопла и сохранении одинаковых расходов газа, относительная дальность струи падает. Эксперименты показали, что на нее в жидкости оказывают существенное влияние скорость истечения газа в сопле.

При высоких скоростях газовые пузырьки на выходе из сопла сливаются в неразрывный поток и тогда барботажное сопло начинает работать как форсунка.

Определение критической скорости истечения газа из сопла для этого случая имеет большое практическое значение,

так как позволяет выбрать необходимый режим барботажа и структуру барботажного слоя жидкости в контактных испарителях.

2.6. ВЫСОТА БАРБОТАЖНОГО СЛОЯ И СКОРОСТЬ РАЗРУШЕНИЯ ПЕНЫ

Высота барботажного слоя (рис. 2.10) характеризует интенсивность процесса. Исходная высота жидкости на барботажной решетке оказывает большое влияние на формирование структуры пенного слоя. Если известна скорость всплытия газовых пузырьков в жидкости u и время их пребывания в барботажном слое, то общая высота поднявшегося слоя должна соответствовать

$$H = u\tau.$$

На поверхности барботажного слоя образуется пена, которая разрушается вследствие разрыва пленок пузырьков под действием давления газа, находящегося в пузырьке. Скорость разрушения зависит от многих факторов, среди которых главными считаются физико-химические свойства веществ, растворенных в жидкости и особенно поверхностно-активных веществ (ПАВ).

В общем виде скорость разрушения пены можно выразить формулой

$$\omega_{pn} = \frac{dH_n}{d\tau} = f(\Phi),$$

где Φ — совокупность факторов, влияющих на разрушение.

Если скорость образования газовых пузырьков в жидкости при установившейся скорости газового потока ω_a больше скорости их разрушения на свободной поверхности, то происходит рост барботажного слоя от исходной высоты h до предельной H . Для этих условий будем иметь

$$k_2 \frac{dH_n}{d\tau} = k_1 d\omega_a,$$

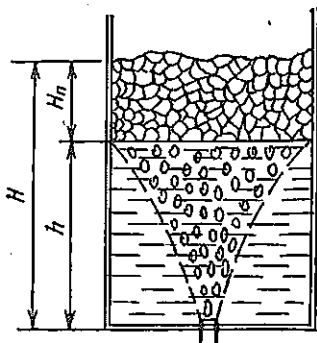


Рис. 2.10. Схема барботажного слоя

H_n — высота пены; h — исходная высота; H — суммарная высота

где H_n — высота барботажного слоя в виде пены, м; τ — время, с; k_1, k_2 — константы скорости образования пузырьков в барботажном слое (зависит от конструкции барботера) и соответственно разрушения пузырьков на поверхности жидкости (зависит от физических свойств системы газ—жидкость; w_a — скорость газового потока, рассчитанная к полному сечению аппарата, м/с; $dH_n/d\tau$ — скорость разрушения пузырьков на поверхности раствора.

При динамическом равновесии между процессами образования и разрушения пузырьков имеем граничные условия:

$$\frac{dH_n}{d\tau} = 0, \quad w_n = 0.$$

Тогда (2.47) примет вид

$$dH = \frac{k_1}{k_2} dw_a d\tau$$

или после интегрирования

$$H_n = \frac{k_1}{k_2} w_a \tau.$$

Исследования показали, что для жидкостей не склонных к пенообразованию (вода) соотношение k_1/k_2 приближается к значениям газосодержания барботажного слоя и однозначно соответствует

$$\frac{k_1}{k_2} = \frac{\rho_{ж} - \rho_6}{\rho_{ж} - \rho_{г}} = 0 - 1,0,$$

где ρ_6 — плотность барботажного слоя, кг/м³.

При барботаже газа в жидкости плотность барботажного слоя определяется по уравнению

$$\rho_6 = \varphi \rho_{г} + (1 - \varphi) \rho_{ж} \approx (1 - \varphi) \rho_{ж}.$$

Пользуясь средними значениями высоты H_n , измеряемой при барботаже газа в жидкости, установлена зависимость

$$H_n = 0,83 w_a^{0,6} (k_1/k_2)^{0,6}. \quad (2.13)$$

Для системы вода—воздух при комнатной температуре [26, 27] высота барботажного слоя

$$H_n = 0,806 H_0^{0,6} w_a^{0,5}, \quad (2.14)$$

где H_0 — исходная высота жидкости на решетке, м.

Для жидкостей, отличающихся физико-химическими свойствами от воды, была предложена формула

$$H_n = 4,35 \cdot 10^{-5} \frac{H_0^{0,6} \omega_a^{0,5}}{\sigma^{1,3} \nu_{ж}^{0,25}}.$$

Высота барботажного слоя, рассчитанная по уравнению (2.14), хорошо согласуется с экспериментами при малых скоростях газового потока в аппарате. С увеличением скорости $\omega_a = 0,1$ м/с возрастают отклонения от опытных данных в пределах 10—25%. Это объясняется тем, что при более высоких скоростях повышается соотношение k_1/k_2 , которое характеризует газосодержание барботажного слоя и изменяется от нуля до единицы.

Для барботажной системы газ—жидкость [28] рекомендуется расчетная формула для определения высоты барботажного слоя

$$H_n = 0,92 \omega_a^{0,6}. \quad (2.15)$$

Сравнение результатов эксперимента с вычисленными значениями высоты барботажного слоя по формуле (2.15) дало расхождение до 50%. Это объясняется тем, что фор-

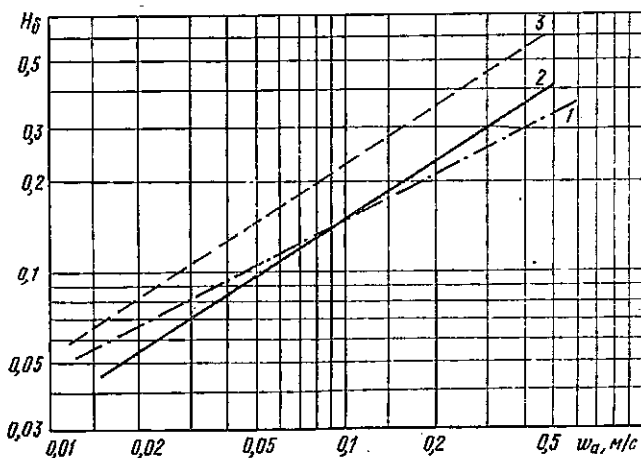


Рис. 2.11. Сопоставление расчетных величин барботажного слоя H_0 в зависимости от скорости газового потока ω_a

1 — $H_n = 0,806 h^{0,6} \omega_a^{0,5}$; 2 — $H_n = 0,83 (k_1/k_2)^{0,6} \omega_a^{0,6}$; 3 — $H_n = 0,92 \omega_a^{0,6}$.

Таблица 2.3

Сопоставление расчетных значений высоты барботажного слоя, м, по расчетным формулам

Скорость газового потока w_a , м/с	(2.13)	(2.14)	(2.15)
0,01	0,0384	0,0465	0,055
0,03	0,0580	0,0805	0,102
0,06	0,113	0,114	0,170
0,09	0,143	0,140	0,217
0,12	0,171	0,161	0,258
0,15	0,195	0,180	0,294
0,18	0,218	0,197	0,328
0,21	0,240	0,214	0,360
0,24	0,260	0,228	0,390
0,27	0,278	0,242	0,420
0,30	0,296	0,256	0,445

мула не учитывает структуру и газосодержание барботажного слоя.

Для сопоставления расчетных значений высоты барботажного слоя была проведена серия опытов по определению высоты барботажного слоя (рис. 2.11) в зависимости от скорости газового потока w_a [42]. Установлено, что для равных условий барботажа расчетные величины H_p по формулам (2.13) и (2.14) имеют хорошее совпадение и погрешность составляет не более 11,5 % (табл. 2.3). При высоких скоростях подачи газа через решетку барботажный режим переходит в струйный или пробковый. Это нарушает структуру барботажного слоя и значительная часть жидкости уносится газовым потоком в виде капелек и брызг. Следовательно, барботажный режим достигается при определенных гидродинамических условиях, когда газовый поток образует предельную высоту барботажного слоя. Этой высоте соответствует предельная скорость газового потока, ниже которой сохраняется равномерная структура барботажного слоя.

2.7. ГАЗСОДЕРЖАНИЕ БАРБОТАЖНОГО СЛОЯ

Газосодержание барботажного слоя — одна из важнейших характеристик барботажного процесса, представляющая собой отношение объема, занятого в барботажном слое газом, к общему объему

$$\varphi = V_r / (V_{ж} + V_r),$$

или

$$\varphi = 1 - h/H.$$

Газосодержание барботажного слоя характеризует гидродинамическую обстановку в аппарате.

Для определения газосодержания используют, например, отсчетки, фотографирование, электрическую проводимость и др. Все эти методы не дают точных измерений, однако пользуясь ими, можно получить данные, достаточные для практических целей.

Газосодержание барботажного слоя зависит от условий ввода газовой фазы в жидкость и от физико-химических свойств контактируемых сред в системе газ—жидкость. На газосодержание оказывает влияние кинематическая обстановка взаимодействия фаз, меняющаяся по высоте барботажного слоя, вследствие разрушения одних пузырьков и объединения других.

В общем случае истинное объемное газосодержание барботажного слоя зависит от многих факторов:

$$\varphi = f(\omega_{ж}, \omega_r, \rho_{ж}, \rho_r, v_{ж}, v_r, \sigma, d_0, s, H, h).$$

Методом анализа размерностей и общезвестными способами моделирования барботажных процессов, некоторые авторы предложили эмпирические формулы для расчета величины газосодержания:

Расчетные формулы:

$$\varphi = 1 - 2,31 \cdot 10^4 v^{1/4} \sigma^{1/3} \frac{h_0^{0,4}}{\omega_a^{0,25}}, \quad [27];$$

$$\varphi = \frac{1}{1 + \sqrt{Fr}}, \quad [29];$$

$$\varphi = 1 - e^{-0,2 \frac{\omega_a}{u_0} \left(\frac{c_{ж}}{\rho_r} \right)^{0,2}},$$

где u — скорость всплытия пузырьков [30];

$$\varphi = 0,4 \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{0,15} \left(w_a \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_r}{\sigma g}} \right)^{0,68}, \quad [6];$$

$$\varphi = \frac{1}{1 + 0,07 \text{Fr}^{0,3}}, \quad [31];$$

$$\varphi = \left(1 + \frac{u}{w} \right)^{-1},$$

где

$$u = 2,1 \left(\frac{\sigma g}{\rho_{ж}} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{ж}}{\rho_r} \right)^{1/5} \left(1 - \frac{\rho_r}{\rho_{ж}} \right)^{5,25}, \quad [32, 33];$$

$$\varphi = 1 - \frac{0,21 \text{Fr}^{-0,2}}{\sqrt{w_a}},$$

где $\text{Fr} = \frac{w_0}{gH}$; w_0 — скорость газа в отверстиях решетки; H — высота барботажного слоя [34];

$$\varphi = 0,6 \left(w_a \sqrt{\frac{\rho_{ж} - \rho_r}{\sigma g}} \right)^{0,6} \left(\frac{\rho_r}{\rho_{ж} - \rho_r} \right)^{0,15} \left(\frac{\mu_{ж}}{\mu_r} \right)^{0,4}, \quad [35];$$

$$\varphi = 1 - \frac{h}{(h + 0,83 w_a^{0,6} (k_1/k_a)^{0,6})}, \quad [36].$$

Анализ теоретического и экспериментального исследований газосодержания барботажного слоя показал, что некоторые формулы дают существенное отклонение и для инженерных расчетов барботажных аппаратов не пригодны. Так, формулы Д. С. Азбеля [29] и А. Г. Касаткина [34] не учитывают физические свойства жидкости и газа, вследствие чего не согласуются с опытами в пределах до 40 %. Исследователи М. Б. Айзенбуд и В. В. Дильман в расчетное уравнение ввели скорость всплытия газовых пузырьков, которую измерять в барботажном слое трудно, поэтому предложенное уравнение не имеет практического применения.

Общий недостаток приведенных уравнений и формул заключается в том, что были получены для системы воздух — вода и при использовании их в расчетах систем раствор — газ обнаруживаются существенные затруднения.

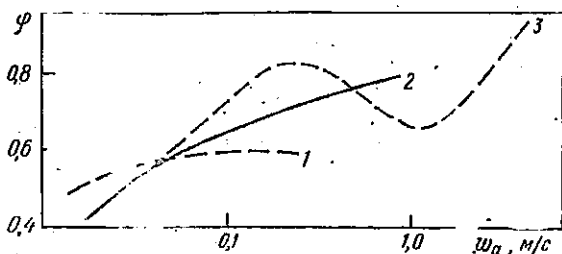


Рис. 2.12. Зависимость газосодержания барботажного слоя от скорости газового потока w_a при соотношениях $k_1/k_2=0,3-0,98$

1 — барботажная-пузырьковая ($k_1/k_2=0,3-0,6$); 2 — пенная-пузырьковая ($k_1/k_2=0,6-0,8$); 3 — струйная ($k_1/k_2=0,8-0,98$)

Многочисленные эксперименты по изучению и измерению газосодержания барботажного слоя различных жидкостей, включая растворы, содержащие ПАВ, показали, что газосодержание барботажного слоя имеет зависимость

$$\varphi = 1 - \frac{h}{h + H_n} = 1 - \frac{h}{h + 0,83 w_a^{0,6} (k_1/k_2)^{0,6}}$$

Газосодержание барботажного слоя φ определялось косвенным путем пропускания светового луча и последующего измерения его рассеивания с помощью фотоэлектрического прибора, а также комбинированным кондуктометрическим-дизелькометрическим способом.

Рассматривая зависимость газосодержания барботажного слоя от скорости газового потока, отнесенного к сечению аппарата при $k_1/k_2=0,5-0,98$ (рис. 2.12), необходимо заметить, что при пузырьковом режиме барботажа воздуха в растворах солей, глицерина и других растворяемых веществ соотношение k_1/k_2 имело следующие значения:

чистая вода	0,3—0,6
растворы минеральных солей	0,3—0,78
растворы, содержащие ПАВ	0,83—0,98

Опыты показали, что газосодержание по высоте слоя возрастает независимо от размеров пузырьков. Оказывает существенное влияние структура барботажного слоя: пузырьковая, эмульсионная, струйная, пенная. Газосодержание барботажного слоя по высоте сосуда зависит от значений k_1/k_2

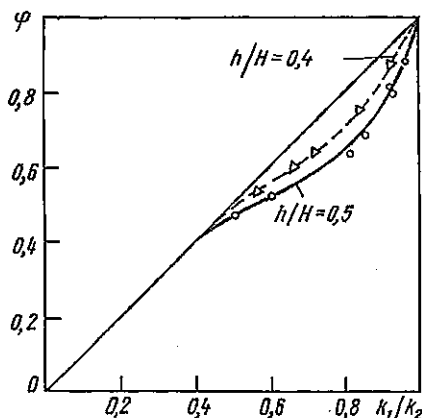


Рис. 2.13 Зависимость газосодержания от соотношения k_1/k_2 при относительной глубине погружения барботера $h/H=0,4-0,5$ и $w_a=0,6$ м/с.

при относительной высоте $h/H=0,4-0,5$, (рис. 2.13).

В первоначальный период газосодержание прямолинейно возрастает до соотношения $\varphi=0,4$, а затем при относительной глубине погружения барботера $h/H=0,4-0,5$ несколько снижается и следует криволинейной зависимости в пределах $\varphi=0,68-0,83$. Только жидкости, содержащие ПАВ, имели газосодержание выше 0,83 и достигали значений 0,98—0,998.

При барботаже газа в жидкости плотность барботажного слоя определяется по уравнению

$$\rho_6 = \varphi \rho_r + (1 - \varphi) \rho_{ж} \approx (1 - \varphi) \rho_{ж},$$

откуда

$$\rho_6 / \rho_{ж} = 1 - \varphi.$$

Нетрудно доказать, что между первоначальной высотой жидкости h и высотой барботажного слоя существует зависимость

$$h/H = 1 - \varphi.$$

2.8. МЕЖФАЗНАЯ ПОВЕРХНОСТЬ ПУЗЫРЬКОВ В БАРБОТАЖНОМ СЛОЕ ЖИДКОСТИ

Межфазная поверхность имеет большое значение в процессах тепло- и массообмена. Эта поверхность образуется пузырьками, находящимися в барботажном слое.

Обозначим площадь поперечного сечения сосуда S , тогда объем жидкости, находящийся в нем

$$V_{ж} = Sh.$$

При барботаже газа высота слоя увеличится и достигнет значения V_6 . В этом случае объем

$$V_6 = SH_6.$$

Суммарный объем газовых пузырьков в жидкости

$$V_r = V_6 - V_{ж} = S(H_6 - h).$$

В то же время объем газа в барботажном слое

$$V_r = \frac{\pi \delta^3}{6} n.$$

Число газовых пузырьков в барботажном слое

$$n = 6 V_r / \pi \delta^3.$$

Площадь межфазной поверхности

$$F = n \pi \delta^2.$$

Подставляя значение n в последнее выражение, определяем площадь межфазной поверхности

$$F = \frac{6V_r}{\pi \delta^3} \pi \delta^2 = \frac{6V_r}{\delta} = \frac{6S(H-h)}{\delta}. \quad (2.16)$$

Газовые пузырьки испытывают давление на границе раздела фаз, которое связано известным соотношением

$$p_r - p_{ж} = \sigma (1/r_1 + 1/r_2) = 4\sigma/\delta, \quad (2.17)$$

$p_r, p_{ж}$ — давление газа в пузырьке и жидкости на пузырек.

Здесь предполагается, что газовые пузырьки имеют шарообразную форму со средним диаметром δ , тогда

$$r_1 - r_2 = 0,5\delta,$$

Подставляя значение δ из (2.17) в (2.16), получаем

$$\frac{F}{S} = \frac{3}{2} \frac{(H-h)(p_r - p_{ж})}{\sigma}. \quad (2.18)$$

Из уравнения (2.18) можно сделать вывод, что межфазная поверхность зависит от коэффициента поверхностного натяжения жидкости, разности высот барботажного слоя в аппарате с сечением S и разности давлений на границе раздела фаз.

Определение площади межфазной поверхности F — сложная задача. Это объясняется тем, что газожидкостный слой находится в непрерывном движении, газовые пузырьки имеют различные размеры и форму. Кроме того, в процессе движения могут дробиться или объединяться с другими пузырьками, нарушая тем самым структуру барботажного слоя.

Несмотря на это, некоторые исследователи [9, 27] пытались определить величину межфазной поверхности по урав-

нению (2.18), однако расчеты оказались неточными. Следует отметить работу В. Я. Скрипко [36], в которой установлена зависимость

$$F/S = 0,66 \operatorname{Re}^{0,53} F^{0,4},$$

где $\operatorname{Re} = \omega_a D / \nu_r$ — число Рейнольдса для газового потока; D — диаметр аппарата, м.

Критерий гидродинамического сопротивления

$$\Gamma = \frac{\Delta p}{\rho_{ж} D} = \frac{\Delta p}{\rho_{ж} \omega^2} \frac{\omega^2}{D} = \operatorname{Eu} \operatorname{Fr},$$

Гидродинамическое сопротивление движению газа в жидкости при подаче его через решетчатый барботер можно определить по уравнению

$$\Delta p = \Delta p_h + \Delta p_G + \Delta p_o = h \rho_{ж} g + 0,5 \xi_1 \rho_r \omega_0^2 + 1,12 (\omega_0^2 \rho_r)^{1,2},$$

где ξ_1 — коэффициент сопротивления решетки (для круглых отверстий в решетке $\xi_1 = 1,4-1,5$); ω_0 — скорость газа в отверстиях решетки,

$$\omega_0 = V_r / 3600 f_0 N;$$

N — число отверстий в решетке; f_0 — площадь сечения отверстия; V_r — расход газа, м³/ч.

Таким образом можно рассчитать площадь межфазной поверхности с точностью до 10 %.

ГЛАВА 3. ГИДРОДИНАМИКА БАРБОТАЖНЫХ УСТРОЙСТВ И ПРОЦЕССЫ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА В АППАРАТАХ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

3.1. БАРБОТАЖНЫЕ УСТРОЙСТВА

Газообразное или жидкое топливо сжигается в горелке АПГ, выхлопной патрубок которой погружен в выпариваемую жидкость. Распределяющиеся в жидкости в виде пузырьков и струек горячие продукты сгорания передают теплоту выпариваемому раствору и в свою очередь насыщаются водяными парами. При этом образуется большая поверх-

ность соприкосновения фаз, обеспечивающая хорошее перемешивание газа с жидкостью и интенсивный теплообмен.

Площадь межфазной поверхности характеризуется глубиной погружения в жидкость выхлопного патрубка горелки. При малой глубине может оказаться, что площадь межфазной поверхности недостаточна для полного использования теплоты барботирующих газов, и температура газов на выходе из барботажного слоя будет значительно превышать температуру жидкости в АПГ.

Увеличение глубины погружения горелки приводит к развиту площади межфазной поверхности и, следовательно, к увеличению доли теплоты, передаваемой жидкости.

При определенной (равновесной) глубине погружения температура уходящей парогазовой смеси становится равной или незначительно отличимой от температуры жидкости (при выпаривании жидкостей с высокой температурной депрессией она может быть ниже температуры жидкости в аппарате). В случае постоянного расхода и температуры поступающих в жидкость продуктов сгорания топлива дальнейшее увеличение площади межфазной поверхности не увеличивает количества переданной жидкости теплоты и сопровождается ростом гидравлического сопротивления барботажного слоя.

Равновесная глубина погружения зависит от интенсивности тепло- и массопереноса между газом и жидкостью, а также площади поверхности раздела фаз, отнесенной к единице объема жидкости. Чем меньше равновесная глубина, тем меньше объем газожидкостного слоя и тем интенсивнее работает аппарат.

Интенсификация тепло- и массообмена в АПГ достигается с помощью специальных барботажных устройств, обеспечивающих перемешивание газа с жидкостью. Простейшее из них — трубчатый барботер (рис. 3.1 а). Межфазная поверхность образуется путем дробления вытекающей в жидкость струи газа на пузырьки и струйки. Ее площадь увеличивается с увеличением глубины погружения. Для горелки тепловой мощностью 10^3 кВт равновесная глубина погружения равна 900—1200 мм.

В химической промышленности используется барботажное устройство в виде плоского листа с отверстиями — барботажной решеткой. Барботажная решетка, расположенная внутри корпуса АПГ на уровне выхлопного патрубка горелки (рис. 3.1 б) способствует более равномерному распределению газа по сечению аппарата. Поэтому при наличии барботажной решетки

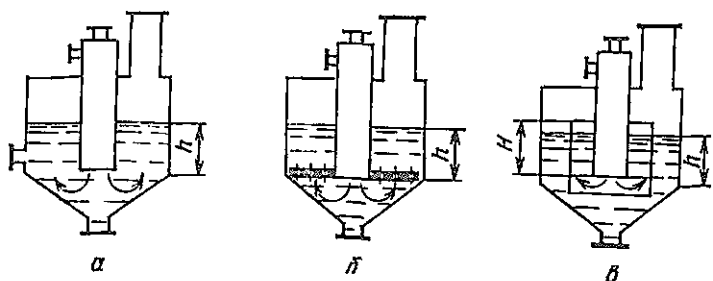


Рис. 3.1. Барботажные устройства аппаратов погружного горения:

а — трубчатый барботер; б — барботажная решетка; в — циркуляционная труба.

глубина погружения горелки тепловой мощностью 10^3 кВт должна составлять 500—600 мм.

Универсальным средством интенсификации протекающих над решеткой процессов тепло- и массообмена служит турбулизация газожидкостного слоя за счет кинетической энергии газа. Согласно некоторым данным рациональный диапазон скорости газа, отнесенной к полному сечению аппарата, составляет 1—3 м/с. В АПГ эта скорость ограничена условиями сепарации уносимых с парогазовой смесью капель жидкости и не превышает 0,5 м/с. При такой скорости решетка работает неэффективно.

Широкое применение получило барботажное устройство

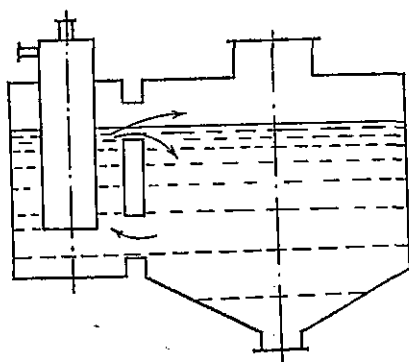


Рис. 3.2. Аппарат погружного горения с выносной греющей камерой

в виде циркуляционной трубы вокруг погружной горелки (рис. 3.1 в). Циркуляционная труба обеспечивает высокие скорости продуктов сгорания в зоне контакта с жидкостью при сравнительно низкой скорости в парогазовом пространстве аппарата. Глубина погружения горелки тепловой мощностью 10^3 кВт не превышает 300 мм. Разновидностью таких барботажных устройств считается выносная греющая камера с горелкой (рис. 3.2).

В аппаратах с циркуляционной трубой интенсивная циркуляция жидкости создается за счет энергии подаваемого в горелку сжатого воздуха. Работу сжатия воздуха можно уменьшить, если осуществлять циркуляцию жидкости механическим насосом. С этой целью были созданы и исследованы конструкции аппаратов с вынужденным прямоточным и противоточным течением газа и жидкости в циркуляционной трубе.

3.2. ТРУБЧАТЫЙ БАРБОТЕР

Вытекающая из сопла горелки газовая струя разбивается в жидкости на газовые пузырьки и струйки, образуя барботажную зону, которая непосредственно прилегает к поверхности погруженной части горелки.

Основные характеристики барботажной зоны АПГ — дальнобойность струи газа в жидкости L и диаметр газожидкостной струи на поверхности жидкости D_0 (рис. 3.3). Теоретические и экспериментальные исследования показали, что при истечении газа в жидкость размеры газожидкостной струи существенно зависят от безразмерного комплекса

$$Ar_0 = \frac{(w_0'')^2 \rho''}{gd_0(\rho' - \rho'')},$$

модифицированного числа Архимеда, содержащего скорость газа и характеризующего соотношение между архимедовой подъемной силой и инерцией струи газа [1]. В этом комплексе w_0'' — скорость истечения газа из сопла барботера; d_0 — внутренний диаметр сопла; ρ' и ρ'' — плотности жидкости и газа.

В области $3 \leq Ar_0 \leq 100$ экспериментальные точки (рис. 3.4) с точностью до 7% аппроксимируются уравнением

$$Ar_0 + 0,25 = 0,0213 (\bar{L} + 3,5)^3, \quad (3.1)$$

где $\bar{L} = L/d_0$ — безразмерная дальнобойность струи газа (практически не зависит от глубины погружения).

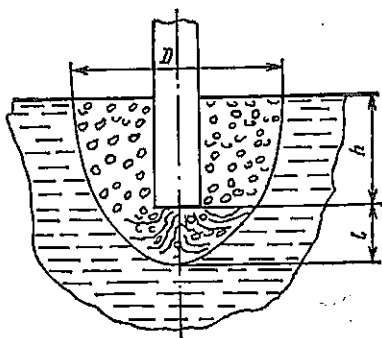


Рис. 3.3. Барботажная зона, образованная трубчатым барботером

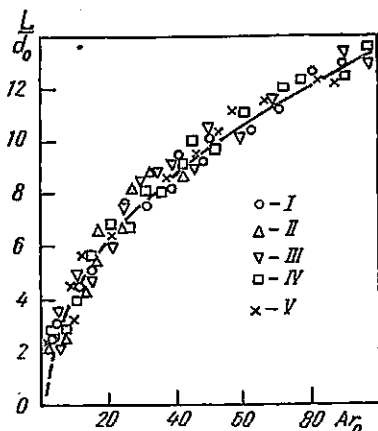


Рис. 3.4. Дальность струи газа при различных диаметрах сопла барботера, мм

I—12; II—20; III—25; IV—35; V—50

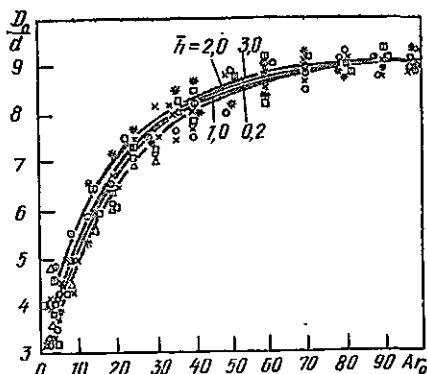


Рис. 3.5 Диаметр газожидкостной струи на поверхности жидкости

При $Ar_0 < 3$ экспериментальные точки значительно отклоняются от кривой, описанной уравнением (3.1). Это объясняется тем, что при малых значениях Ar_0 на выходе из сопла барботера отсутствует развитая газожидкостная струя, и газ вытекает в жидкость в виде отдельных пузырьков.

В области $0,1 \leq Ar_0 \leq 3$ дальность струи следует определять по эмпирической формуле

$$L = 0,87 Ar_0^{0,6}.$$

Результаты экспериментальных исследований диаметра газожидкостной струи на поверхности жидкости (рис. 3.5) обобщены уравнением

$$\bar{D}_0 = 9,16 - (7,04 - 0,403 \bar{h}) \exp(-0,046 Ar_0), \quad (3.2)$$

где $\bar{D}_0 = D_0/d$, $\bar{h} = h/d$ — безразмерные диаметр и глубина погружения барботажной трубы; d — наружный диаметр трубы барботера.

Область применимости уравнения (3.2): $Ar_0 = 3-100$, $\bar{h} = 0,2-3$. Следует отметить, что влияние $\bar{h}$ на $\bar{D}_0$ наблюдается при малых числах Ar_0 . Если $Ar_0 > 40$, то диаметр газожидкостной струи практически не зависит от глубины погружения.

В области $0,1 \leq \text{Ar}_0 \leq 3$ для нахождения диаметра струн рекомендуется уравнение

$$\bar{D}_0 = (0,308 \bar{n} + 2,63) \text{Ar}_0^{0,13}. \quad (3.3)$$

3.3. БАРБОТАЖНЫЕ РЕШЕТКИ

Барботажные решетки АПГ в конструктивном отношении аналогичны решеткам барботажных сетчатых аппаратов и имеют следующие характеристики:

диаметр отверстия $d_{от}$;
расстояние между центрами отверстий (шаг) t ;
свободное сечение решетки S_0 (в процентах от общей площади решетки) составляет 2—25% при диаметре отверстий в решетке — 2—20 мм.

Расстояние между центрами отверстий обычно задается относительным шагом $\varepsilon = t/d_{от}$. Установлено, что решетки с отверстиями различных размеров, но при одинаковом относительном шаге обеспечивают одинаковые гидродинамические условия в газожидкостном слое. Следовательно, относительный шаг — важный безразмерный геометрический параметр, от которого в значительной мере зависит гидродинамика слоя над решеткой.

К числу важнейших характеристик газожидкостного слоя следует отнести объемное газосодержание φ , представляющее собой отношение объема газовой фазы к суммарному объему газожидкостной среды. Газосодержание характеризует степень перемешивания газа с жидкостью и позволяет вычислять удельную поверхность контакта фаз на единицу объема барботажного слоя a . Экспериментальные исследования показали, что объемное газосодержание практически остается постоянным по высоте барботажного слоя. Некоторое уменьшение газосодержания наблюдается вблизи решетки, в верхней части слоя оно резко увеличивается до $\varphi = 1$. Среднее объемное газосодержание не зависит от конструктивных параметров решетки и определяется скоростью газа в сечении аппарата, а также теплофизическими свойствами газа и жидкости.

Значительное влияние на газосодержание оказывает высота газожидкостного слоя. Среднее газосодержание слоя малой высоты существенно превышает газосодержание слоя большой высоты.

Эффективная работа барботажных аппаратов возможна при условии равномерного распределения газа по всему се-

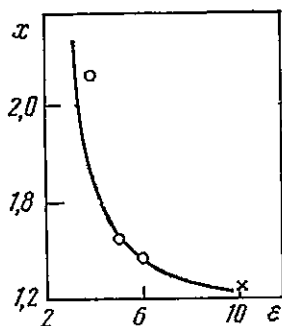


Рис. 3.6. Зависимость коэффициента неравномерности газосодержания от относительного шага перфорации решетки ϵ

чению аппарата. Это достигается с помощью специальных устройств ввода газа под барботажную решетку. Условия ввода газа в АПГ характеризуется тем, что дымовые газы поступают в слой жидкости через выхлопной патрубок горелки непосредственно под решетку без специальных газораспределительных устройств. Барботажная решетка должна обеспечить равномерное распределение газа по сечению аппарата, которое характеризуется коэффициентом неравномерности газосодержания

$$x = \varphi_{\max} / \varphi_{\text{ср}},$$

где $\varphi_{\max}$, $\varphi_{\text{ср}}$ — максимальное локальное и среднее газосодержание в сечении барботажного слоя.

Увеличение относительного шага улучшает равномерность распределения газа (рис. 3.6). Оптимальное значение относительного шага лежит в пределах 7—10. Равномерность распределения можно достигнуть с помощью плоской решетки, имеющей неравномерную перфорацию. Уменьшение площади живого сечения в центральной части барботажной решетки приводит к увеличению диаметра газовой подушки под решеткой и, следовательно, к расширению зоны барботажа.

3.4. АППАРАТЫ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ С ЦИРКУЛЯЦИОННОЙ ТРУБОЙ

Для выпаривания вязких или кристаллизующихся растворов широко применяются АПГ с циркуляционной трубой (ёрлифтом), поскольку интенсивная циркуляция жидкости дает возможность избежать осаждения шламов на днище аппарата. Исследования позволили установить основные факторы, влияющие на скорость циркуляции жидкости в циркуляционной трубе:

приведенная скорость газа W'' ;

глубина погружения горелки h ;

высота циркуляционной трубы над срезом сопла горелки H (характеризуется коэффициентом $k = h/H$).

Экспериментальные зависимости приведенной скорости циркуляции жидкости w' от скорости газа w'' , получены при различных значениях k и постоянной глубине погружения горелки h (рис. 3.7). Значению $k=1$ соответствуют максимальные скорости циркуляции жидкости в трубе. Уменьшение скорости циркуляции при $k>1$ объясняется увеличением высоты подъема жидкости в циркуляционной трубе, а при $k<1$ — повышением противодавления на выходе из циркуляционной трубы. Увеличение глубины погружения h при $k=\text{const}$ приводит к возрастанию циркуляции жидкости.

Методика расчета скорости циркуляции жидкости основана на теории одномерного стационарного течения. Так как глубина погружения горелки в АПГ не превышает 800 мм, сжимаемостью газа можно пренебречь.

Рассмотрим гидродинамические процессы в сечениях 0, 1, 2 и 3 (рис. 3.8) перпендикулярных оси горелки. На участке 0—1 вне циркуляционной трубы согласно уравнению Бернулли для несжимаемой жидкости

$$p_1 + 0,5 \rho' (w_1)^2 + \Delta p_{\tau} = p_0 + 0,5 \rho' (w_0')^2 + \Delta p_{\text{гр}}, \quad (3.4)$$

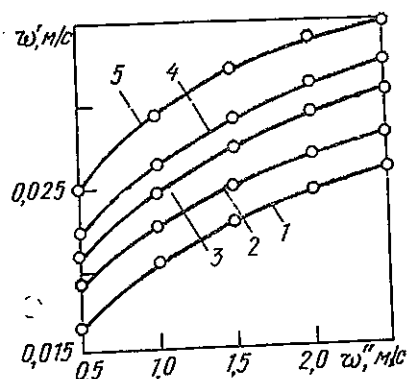


Рис. 3.7

Рис. 3.7. Зависимость скорости жидкости от скорости газа при различных значениях k

1—5 — соответственно 0,6; 1,4; 1,2; 0,8; 1

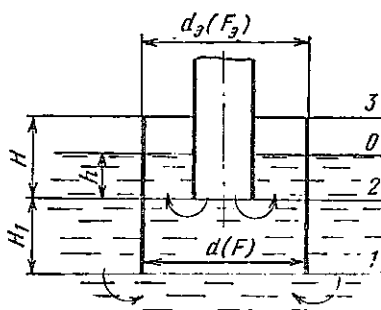


Рис. 3.8

Рис. 3.8. Схема циркуляционного контура

d , F — диаметр и площадь поперечного сечения циркуляционной трубы; h — глубина погружения горелки; H — высота трубы; H_1 — высота входного участка трубы; d_3 , F_3 — эквивалентный диаметр и площадь поперечного сечения канала между циркуляционной трубой и горелкой

где Δp_T — потери давления за счет трения; $\Delta p_{гp} = \rho' g (H_1 + h)$ — гидростатическое давление столба жидкости.

Нижние индексы 0, 1 указывают уровни, к которым относятся величины. На участке 0—1 скорость жидкости неизменная, т. е. $\omega_1' = \omega_0'$. Принимая $\Delta p_T = 0$, на основании уравнения (3.4) получаем

$$\Delta p_1 = p_1 - p_0 = \rho' g (H_1 + h). \quad (3.5)$$

Давление p_1' внутри циркуляционной трубы меньше давления p_1 на величину напора, необходимого для преодоления гидравлического сопротивления при входе в трубу

$$\Delta p_1' = p_1 - p_1' = \xi_{вх} 0,5 \rho' (\omega')^2, \quad (3.6)$$

где ω' — скорость жидкости в циркуляционной трубе; $\xi_{вх}$ — коэффициент местного сопротивления на входе в трубу (в АПГ $\xi_{вх} = 1,5$).

На участке 1—2 внутри циркуляционной трубы происходит смешение потоков газа и жидкости. Как показали эксперименты, в циркуляционной трубе массовый расход газа не превышает 5 %. Это позволяет записать уравнение количества движения газа в виде

$$(G'/F)(\omega_2 - \omega_1') = \Delta p_2 - \Delta p_{T12} - \Delta p_{гp12}. \quad (3.7)$$

Средняя скорость газожидкостной смеси в сечении 2 определяется уравнением

$$\omega_2 = (V' + V'')/F_2,$$

где V' и V'' — объемные расходы жидкости и газа.

Из уравнения (3.7) находим падение давления на участке 1—2 внутри циркуляционной трубы

$$\Delta p_2 = p_1' - p_2 = \Delta p_{y12} + \Delta p_{T12} + \Delta p_{гp12}, \quad (3.8)$$

где $\Delta p_{y12} = \frac{\rho' V'}{F} \left(\frac{V' + V''}{F_2} - \frac{V'}{F} \right)$, $\Delta p_{T12} = 0,5 \xi_T \rho' (V'/F)^2$,

$\Delta p_{гp12} = \rho' g H$ — потери давления соответственно на ускорение потока, трение и преодоление гравитационных сил; ξ — коэффициент сопротивления трения.

На участке 2—3 внутри циркуляционной трубы движется газожидкостная смесь. Здесь происходит охлаждение горячих дымовых газов и испарение жидкости.

Для нахождения средней скорости смеси на выходе из циркуляционной трубы (сечение 3) воспользуемся уравнением материального баланса

$$\omega_3 = \frac{V'}{F_3} - \frac{u g_T V''}{\rho' F_3} + \frac{v'' u g_T V''}{F_3} + \frac{V'' T_{\text{пр}}}{F_3 T''} = \frac{V'}{F_3} + g \frac{V''}{F_3}, \quad (3.9)$$

где

$$q = (v' - 1/\rho') u g_T + T_{\text{пр}}/T''$$

— коэффициент, учитывающий охлаждение газов и испарение жидкости; g_T — расход топлива, кг(м³) на 1 м³ горячих дымовых газов; u — количество выпаренной воды, кг на 1 кг (1 м³) сгоревшего топлива; v'' — удельный объем водяного пара, определяемый по температуре $T_{\text{пр}}$; $T_{\text{пр}}$ — температура парогазовой смеси на выходе из циркуляционной трубы; T'' — температура дымовых газов на выходе из горелки.

Все эти величины могут быть вычислены при тепловом расчете аппарата. Для изотермического потока $q=1$.

Уравнение количества движения для участка 2—3 запишется в виде

$$\frac{G'}{F_3} (\omega_3 - \omega_2) = \Delta p_3 - \Delta p_{\tau 23} - \Delta p_{\text{гр} 23}.$$

Отсюда

$$\Delta p_3 = p_2 - p_3 = \Delta p_{y 23} + \Delta p_{\tau 23} + \Delta p_{\text{гр} 23}, \quad (3.10)$$

$$\text{где } \Delta p_{y 23} = \frac{G'}{F_3} (\omega_2 - \omega_3) = \rho' \frac{V' V''}{F_3^2} (q - 1); \quad \Delta p_{\tau 23} = \xi_{\tau 2} 0,5 \rho \omega_2;$$

$$\Delta p_{\text{гр} 23} = \rho g H.$$

В этих уравнениях ρ — плотность газожидкостной смеси;

$$\omega = 0,5 (\omega_2 + \omega_3) = \frac{V'}{F_3} + \frac{q+1}{2} \frac{V''}{F_3} \quad (3.11)$$

— средняя скорость смеси в канале между циркуляционной трубой и горелкой.

Давление p_3 в устье циркуляционной трубы превышает давление на этом же уровне вне трубы p_3' на величину потерь напора на выходе из трубы, т. е.

$$\Delta p_3' = p_3 - p_3' = \xi_{yx} 0,5 \rho \omega^2, \quad (3.12)$$

где ξ_{yx} — коэффициент местного сопротивления на выходе из трубы.

При $h \leq H$ давление p_3' равно давлению среды в парогазовом пространстве над уровнем жидкости p_0 . В этом случае в устье циркуляционной трубы также устанавливается давление p_0 и $\xi_{yx} = 0$.

При $h > H$ на основании уравнения Бернулли запишем

$$p_3' = p_0 + \rho' g (h - H).$$

В общем случае

$$\Delta p_3 = p_3' - p_0 = \rho' g (h - H) E, \quad (3.13)$$

где $E = 0$ ($H \geq h$); $E = 1$ ($H < h$).

Складывая соответственно левые и правые части уравнений (3.6), (3.8), (3.10), (3.12), (3.13) и учитывая (3.5), получаем основное уравнение, которое описывает процесс движения газожидкостной смеси в циркуляционной трубе

$$\Delta p_{\text{дв}} = \Delta p_{\text{вх}} + \Delta p_y + \Delta p_r + \Delta p_{rp} + \Delta p_{yx}, \quad (3.14)$$

где

$$\Delta p_{\text{дв}} = (\rho' - \rho) g h;$$

$$\Delta p_{\text{вх}} = 0,5 \xi_{\text{вх}} \rho' (V_1/F)^2;$$

$$\Delta p_y = \rho' \frac{V'}{F} \left(\frac{V' + V''}{F_3} - \frac{V'}{F} \right) + \rho' \frac{V' V''}{F_3^2} (q - 1);$$

$$\Delta p_r = 0,5 \xi_{r1} \rho' \left(\frac{V_1}{F} \right)^2 + 0,5 \xi_{r2} \rho \omega^2;$$

$$\Delta p_{rp} = g (\rho' E - \rho) (h - H);$$

$$\Delta p_{yx} = 0,5 \xi_{yx} \rho \left(\frac{V'}{F_3} + q \frac{V''}{F_3} \right)^2,$$

Уравнение (3.14) в отличие от уравнений, описывающих процесс подъема жидкости в эрлифтных насосах, аналогично уравнению естественной циркуляции жидкости в выпарных аппаратах с паровым обогревом через теплопередающую поверхность или в котлах. Для вычисления объемного расхода жидкости при заданных геометрических характеристиках барботажного устройства и расхода газа V'' необходимо знать:

коэффициенты местного сопротивления на входе $\xi_{\text{вх}}$ и выходе ξ_{yx} из циркуляционной трубы;

коэффициенты трения внутри ξ_{r2} и снаружи ξ_{r1} циркуляционной трубы;

плотность газожидкостного потока ρ ;

коэффициент q , учитывающий неизотермичность потока.

Значение q рассчитывается по уравнению (3.9). Для определения плотности газожидкостной смеси в циркуляционной трубе воспользуемся уравнением

$$\rho = \varphi \rho'' + (1 - \varphi) \rho' \approx (1 - \varphi) \rho', \quad (3.15)$$

где φ — газосодержание смеси.

В нормативном методе гидравлического расчета паровых котлов истинное паросодержание в трубах рассчитывается по формуле

$$\varphi = \beta \omega'' / \omega. \quad (3.16)$$

Коэффициент β зависит от диаметра трубы, давления, средней скорости парогазовой смеси и определяется с помощью номограмм.

На экспериментальной зависимости φ от средней скорости газожидкостной смеси в циркуляционной трубе АПГ от средней скорости газожидкостной смеси в циркуляционной трубе АПГ при давлении около 0,1 МПа (кривая 1, рис. 3.9) для сравнения нанесена кривая 2, которая построена по данным ВТИ — ЦКТИ для пароводяной смеси давлением 0,98 МПа. Характер кривых идентичен, однако кривая 1 располагается гораздо ниже. Это объясняется более низким давлением в аппарате. Результаты экспериментов приведены ниже:

ω	0,1	0,25	0,5	1	1,5	2	3	4
β	0,14	0,22	0,30	0,39	0,43	0,49	0,53	0,53

Задавая V' , находим по (3.11) среднюю скорость газожидкостной смеси ω , а затем, используя результат эксперимента — коэффициент β . Далее по (3.15) и (3.16) вычисляем плотность ρ и все члены уравнения (3.14), проверяя равенство правой и левой частей которого, определяем действительный расход жидкости путем последовательных приближений. Полученное значение V' должно соответствовать скорости газожидкостной смеси, для которой рассчитана β .

Для АПГ можно принять $k \leq 1$ и $\xi_{yx} = 0$. Тогда основное уравнение (3.14) приводится к более удобному для расчетов виду

$$\begin{aligned} & \frac{1}{2} \xi_{\text{эф}} (\omega')^3 + \left[\frac{1}{4} a (q + 1) \xi_{\text{эф}} + b_{\text{эф}} \right] \omega'' (\omega')^2 + \\ & + \frac{1}{2} a (q + 1) b_{\text{эф}} (\omega'')^2 \omega' + gh \frac{1-k}{k} \omega' + \\ & + \left[\frac{1}{2} (q + 1) (1 - k) - \beta \right] ag \frac{h}{k} \omega'' = 0, \end{aligned}$$

где $a = F_3 / F$; $\xi_{\text{эф}} = \xi_{\text{вх}} + 2(1/a + 1)$; $b_{\text{эф}} = 1(q - 1)/a$.

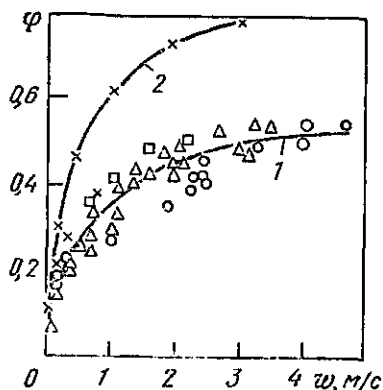


Рис. 3.9. Зависимость среднего объемного газосодержания от средней скорости газожидкостной смеси при давлении, МПа

1 — около 0,1; 2 — 0,98 (парогазовая смесь)

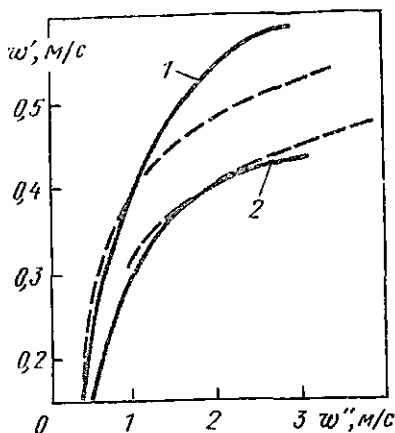


Рис. 3.10. Зависимость скорости циркуляции жидкости от скорости газа. Штриховая линия — кривые, полученные опытным путем; 1 — $\zeta_{вх} = 17,6$; 2 — $\zeta_{вх} = 1,5$

Для случая $k=1$ и $q=1$ (рис. 3.10) расхождение с экспериментальными данными не превышает 30%. Заметим, что для движущегося напора в циркуляционном контуре выпарных аппаратов с паровым обогревом через теплопередающую поверхность отсутствуют точные методы расчета и поэтому там вводится поправочный коэффициент 0,4—0,6.

3.5. АППАРАТЫ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ С ПРИНУДИТЕЛЬНОЙ ЦИРКУЛЯЦИЕЙ ЖИДКОСТИ

Опыты показали, что при вынужденном прямоточном движении жидкости (рис. 3.11, а) дальнобойность газожидкостной струи, а следовательно, общая зона контакта фаз резко уменьшается. Поэтому такая схема не может быть рекомендована для АПГ. При противоточном движении (рис. 3.11, б) наблюдалось значительное увеличение дальнобойности газожидкостной струи за счет увлечения вытекающей из горелки струи газа сопутствующим потоком циркулирующей жидкости. Образовавшиеся газовые пузырьки по мере проникновения в жидкость преодолевают действие ее потока и начинают под-

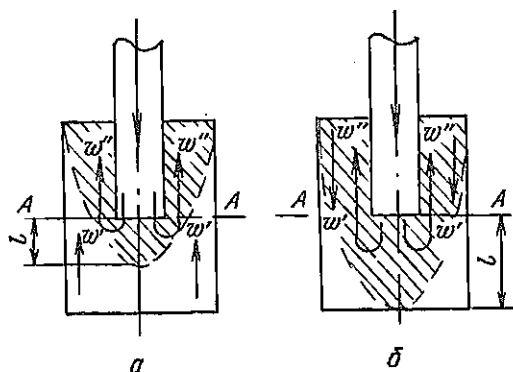


Рис. 3.11. Схема вынужденной циркуляции жидкости в восходящем (а) и противоточном (б) направлениях движения

ниматься вверх, как и в аппарате с естественной циркуляцией. Увеличение скорости движения жидкости позволяет значительно расширить зону контакта фаз при постоянной глубине погружения горелки. В этом заключается преимущество схемы с вынужденным противоточным движением по сравнению со схемами с вынужденным или естественным прямоточным движением жидкости в циркуляционной трубе.

В результате исследований были найдены следующие обобщенные зависимости для определения дальности газожидкостной струи при вынужденном противоточном течении жидкости:

$$\bar{L} = L/d_0 = 115,5 (w'/w'')^{0,88} Ar_0^{0,6} (d_3/d_0)^{-0,45} \quad (d_3/d_0 = 0,79 - 1,4);$$

$$\bar{L} = 151 (w'/w'')^{0,88} Ar_0^{0,6} (d_3/d_0)^{-1,25} \quad (d_3/d_0 = 1,4 - 2,58).$$

Здесь d_3 — эквивалентный диаметр циркуляционной трубы; d_0 — диаметр сопла горелки; число Ar_0 рассчитывается по параметрам газа на выходе из сопла барботера.

3.6. ГИДРАВЛИЧЕСКОЕ СОПРОТИВЛЕНИЕ БАРБОТАЖНЫХ УСТРОЙСТВ

Существенным фактором, характеризующим эффективность барботажного устройства считается его гидравлическое сопротивление. В АПГ оно определяется экспериментально по перепаду давлений на выходе из сопла горелки и

в сепарационном пространстве аппарата. Чем выше это сопротивление, тем больше гидравлическое сопротивление всего парогазового тракта аппарата и тем больше расчетная мощность воздуходувки, подающей воздух в погружную горелку.

Гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя применительно к барботажным сетчатым тарелкам рассчитывают как сумму трех составляющих:

$$\Delta p = \Delta p_{ст} + \Delta p_{\sigma} + \Delta p_{гж},$$

где $\Delta p_{ст}$, $\Delta p_{гж}$ — сопротивление сухой решетки (тарелки) и газожидкостного слоя на решетке; Δp_{σ} — сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения жидкости.

Обычно $\Delta p_{ст}$ подсчитывается по формуле

$$\Delta p_{ст} = \zeta \omega_{от}^2 \rho_{г} / 2,$$

где $\omega_{от}$ — скорость газа в отверстиях решетки; ζ — коэффициент местного сопротивления, зависящий от геометрических параметров и качества изготовления решетки.

Диапазон значений ζ находится в пределах 1,3—2,0. Практически для дырчатых решеток со свободным сечением $S_0 = 13—23\%$ его можно принять равным 1,6—1,7. Установлено, что при качественном изготовлении отверстий в решетках [27]

$$\zeta = k_c \cdot 1,45,$$

где k_c — коэффициент, учитывающий толщину решетки δ , принимают равным:

δ , мм	1	3	5	7,5	15	20
k_c	1,25	1,1	1,0	1,15	1,5	1,7

Коэффициент сопротивления щелевых решеток (ширина щели 3—5 мм и $S_0 = 15—25\%$) можно выбирать аналогично решетчатым барботерам.

Потери давления на преодоление сил поверхностного натяжения жидкости σ при входе в слой жидкости определяют уравнением

$$\Delta p_{\sigma} = 4 \sigma / d_{от}.$$

Для тарелок, работающих в струйном режиме, значением Δp_{σ} можно пренебречь. Гидравлическое сопротивление газо-

жидкостного слоя принимают равным статическому давлению слоя

$$\Delta p_{гж} = h_0 \rho_{ж} g = h_{гж} \rho_{гж} g,$$

где h_0 и $h_{гж}$ — высота жидкости и газожидкостного слоя на решетке; $\rho_{ж}$ и $\rho_{гж}$ — плотность жидкости и газожидкостной смеси.

Суммарное гидравлическое сопротивление барботажной решетки АПГ можно вычислять по формуле

$$\Delta p = k_c 1,45 \frac{\rho w_{от}^2}{2} + \frac{4z}{d_{от}} + h_0 \rho_{ж}. \quad (3.17)$$

Следует заметить, что применение барботажной решетки несколько увеличивает общее гидравлическое сопротивление, однако основная доля сопротивления обуславливается сопротивлением газожидкостного слоя, зависящим от глубины погружения, т. е. статическим давлением $h_0 \rho_{ж} g$. Поэтому приближенно

$$\Delta p = h_0 \rho_{ж} g.$$

Здесь h_0 — глубина погружения решетки.

Более точное значение Δp рассчитывается по формуле (3.17). Однако при этом возникает трудность в определении скорости газа в отверстиях решетки $w_{от}$.

В обычных барботажных аппаратах распределение газов по сечению аппарата происходит вдали от барботажной решетки. Образующаяся под решеткой газовая подушка ограничена боковыми стенками аппарата, диаметр которого равен диаметру решетки. В связи с этим увеличение расхода газа или уменьшение свободного сечения решетки неизбежно сопровождается возрастанием скорости в отверстиях решетки и, следовательно, гидравлического сопротивления.

Распределение газа по сечению слоя в АПГ осуществляется самой решеткой. При увеличении расхода газа или уменьшении свободного сечения решетки газа растекается под решеткой, возрастает число участвующих в процессе барботажки отверстий. Превышение расхода газа приводит к тому, что газ обтекает внешнюю кромку барботажной решетки, создает более устойчивую газовую подушку. Поэтому некоторые исследователи утверждают, что гидравлическое сопротивление барботажной решетки не зависит от расхода газа и величины свободного сечения решетки.

Более тщательные опыты показали, что соотношение диаметра газовой подушки D_n к диаметру отверстий характеризуется выражениями:

$$D_n/d_0 = -0,46 + 12,8 \text{ Ar}_0 + 0,638 \varepsilon + 466 \text{ Ar}_0 \varepsilon \quad (3.18)$$

$$(0,0046 < \text{Ar}_0 < 0,35);$$

$$D_n/d_0 = -0,223 + 7,334 \text{ Ar}_0 + 0,79 \varepsilon + 0,13 \text{ Ar}_0 \varepsilon \quad (3.19)$$

$$(0,035 < \text{Ar}_0 < 0,3).$$

Здесь ε — относительный шаг отверстий.

Зная диаметр газовой подушки, можно определить необходимую для расчета гидравлического сопротивления решетки скорость газа в отверстиях

$$w_{от} = 127,5 V_r / S_0 (D_n^2 - d^2),$$

где V_r — расход газа, $\text{м}^3/\text{с}$; S_0 — свободное сечение решетки, %; d — внутренний диаметр перфорации, м.

Значения гидравлического сопротивления барботажной решетки, рассчитанные по уравнению (3.17) сравнивались с опытными данными (рис. 3.12). Среднеквадратичное отклонение экспериментальных точек равно 5%. Опытные точки на зависимости гидравлического сопротивления трубчатого барботера при барботаже газа в различные жидкости (рис. 3.13) аппроксимируются следующим соотношением, Па:

$$\Delta p = \rho' g (0,93 h + 0,45 \text{ Ar}_0 d_0) + 12 g, \quad (3.20)$$

где h — глубина погружения барботера, м; d_0 — внутренний диаметр сопла барботера, м; $\text{Ar}_0 = \frac{(w'')^2 \rho''}{g d_0 (\rho' - \rho'')} —$ модифи-

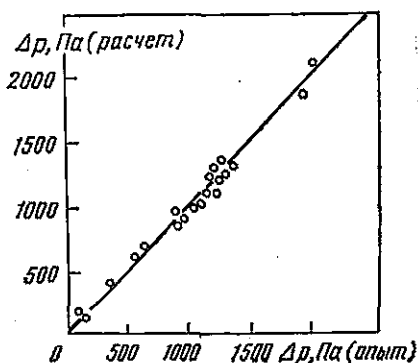


Рис. 3.12. Сравнение опытных и расчетных значений гидравлического сопротивления решетки

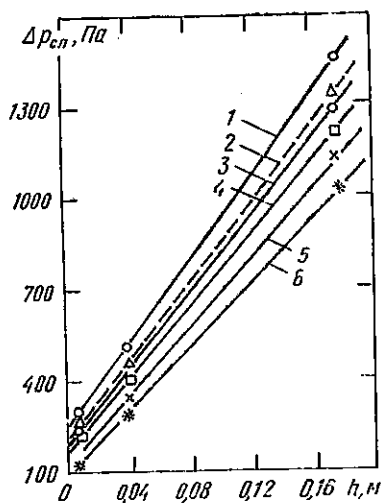
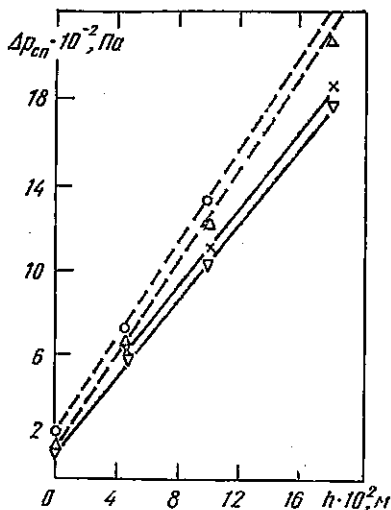


Рис. 3.13. Гидравлическое сопротивление трубчатого барботера при барботаже газа в различных жидкостях
Штриховая линия — данные расчета

Рис. 3.14. Зависимость гидравлического сопротивления газожидкостного слоя в циркуляционной трубе от глубины погружения горелки при различных схемах движения фаз

1 — вынужденное прямоточное движение; 2 — естественная циркуляция; 3 — 6 — противоточное течение при различных w'/w'' .

цированное число Архимеда. Уравнение получено для области числа $Ar_0 = 0,057 - 0,37$.

Сопротивление циркуляционной трубы от глубины погружения горелки для случаев естественной циркуляции жидкости и вынужденного противоточного течения жидкости внутри трубы (навстречу потоку барботирующего газа) характеризуется отношением приведенной скорости вынужденного течения жидкости в циркуляционной трубе w' к приведенной скорости газа w'' (рис. 3.14).

Увеличение скорости принудительного движения жидкости позволяет уменьшить гидравлическое сопротивление циркуляционной трубы. В области значений $Ar_0 = 0,04 - 0,55$; $d_3/d_0 = 0,73 - 1,84$; $w'/w'' = 0,005 - 0,07$, полученные данные аппроксимируются зависимостью, Па,

$$\Delta p = 0,24 \rho' g h [Ar_0^{-0,12} (d_3/d_0)^{0,25} + (\omega'/\omega'')^{-0,13}] + \\ + 60 Ar_0^{-0,15} (d_3/d_0), \quad (3.21)$$

где d_3 — эквивалентный диаметр циркуляционной трубы, м. Для циркуляционной трубы без принудительной циркуляции в эту формулу следует подставить $\omega' = 0$.

Анализ формул, предложенных для определения гидравлического сопротивления барботажной решетки, трубчатого барботера и циркуляционной трубы показывает, что Δp определяется в основном статическим давлением жидкости. Поэтому для ориентировочных вычислений его можно принимать в качестве расчетной величины.

3.7. ОСОБЕННОСТИ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА ПРИ ИСПАРЕНИИ ЖИДКОСТИ В АППАРАТАХ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

Процесс испарения происходит со свободной поверхности жидкости, при этом одновременно переносится масса вещества (вода) и теплота. Жидкость будет испаряться при температуре поверхности:

выше температуры газовой среды (поток теплоты направлен от поверхности жидкости к газу);

ниже температуры газовой среды, но выше температуры точки росы (поток направлен от газа к жидкости).

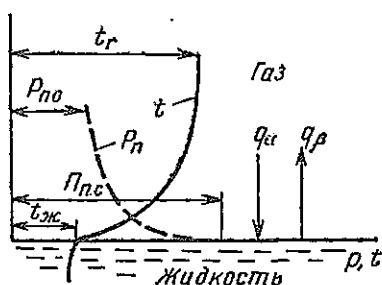
В обоих случаях теплота переносится путем конвекции и теплового излучения. В АПГ вода испаряется на межфазной поверхности, образованной диспергированными в жидкости газовыми пузырьками и струйками. Так как температура уходящих из горелки дымовых газов превышает температуру выпариваемой жидкости, то тепловой поток будет направлен в сторону жидкости (рис. 3.15). Плотность теплового потока определяется уравнением Ньютона—Рихмана

$$q_a = \alpha (t_r - t_{ж}),$$

где α — коэффициент теплоотдачи, учитывающий как конвекцию, так и тепловое излучение; t_r , $t_{ж}$ — температура газа вдали от поверхности раздела фаз и жидкости на межфазной поверхности.

Если газ вдали от межфазной поверхности не насыщен парами воды и температура точки росы превышает температуру поверхности жидкости, то возникает поток пара, на-

Рис. 3.15. Условное изменение t_r и $t_{ж}$ в процессе тепло- и массообмена



правленный в сторону газовой фазы. С этим потоком передается теплота

$$q_{в} = r\beta_p (p_{п.с} - p_{п.о}),$$

где β_p — коэффициент массоотдачи; r — теплота парообразования воды; $p_{п.с}$, $p_{п.о}$ — парциальное давление водяного пара на межфазной поверхности и в дымовых газах.

Парциальное давление пара в слое неразреженной парогазовой смеси у поверхности жидкости считают равным давлению насыщения при температуре поверхности жидкости.

В начальный момент времени конвективный тепловой поток $q_{а}$ будет больше теплового $q_{в}$, переносимого с водяным паром в сторону газа. По мере нагревания жидкости возрастает ее температура $t_{ж}$ и парциальное давление водяного пара $p_{п.с}$ на ее поверхности. Газ охлаждается и насыщается водяным паром. Температура t_r уменьшается, а парциальное давление $p_{п.о}$ возрастает. Такое изменение температур и парциальных давлений приводит к увеличению теплового потока $q_{в}$ и уменьшению $q_{а}$.

Когда теплота, получаемая жидкостью от парогазовой среды, станет равной теплоте, возвращаемой вместе с паром, изменение $t_{ж}$ прекращается. В таком случае

$$\alpha(t_r - t_{м}) = r\beta_p(p_{п.с} - p_{п.о}).$$

Процесс испарения, при котором вся теплота, переданная от газа жидкости, затрачивается на ее испарение и возвращается в парогазовую среду вместе с паром, называется процессом адиабатического испарения, а соответствующая равновесная температура поверхности жидкости — температурой мокрого термометра $t_{м}$. На практике встречаются и неадиабатные процессы испарения, при которых некоторое количество теплоты $q_{ш}$ передается через поверхность испа-

рения в жидкость. Эта теплота может затрачиваться на подогрев поступающей на испарение жидкости и частично теряется в окружающую среду через ограждение жидкости. Тогда $q_a = q_p + q_w$.

Условие теплового баланса на поверхности жидкости позволяет выявить равновесное состояние системы и соответствующее ему значение равновесной температуры жидкости.

В выпарных АПГ доля теплоты на испарение жидкости, значительно превышает теплоту на ее нагрев и потери в окружающую среду. Поэтому в выпарных аппаратах равновесная температура примерно равна t_m .

В АПГ-водонагревателях с большим расходом нагретой жидкости равновесная температура меньше t_m и может оказаться ниже температуры точки росы. В последнем случае на поверхности конденсируется водяной пар, образовавшийся при сжигании топлива в погружной горелке и количество вытекающей из аппарата воды превышает ее расход на входе в аппарат. Тепловой поток q_p будет направлен в сторону жидкости, следовательно, $q_a + q_p = q_w$, т. е. нагрев жидкости при этих условиях осуществляется как за счет конвективного потока теплоты, так и за счет теплоты конденсации водяного пара на поверхности жидкости.

Уравнение, описывающее тепло- и массообмен в барботажном слое принято записывать в следующем виде:

$$Q = kF\Delta t,$$

где Q — мощность передаваемого жидкости теплового потока; k — коэффициент теплопередачи; F — межфазная поверхность теплообмена; Δt — температурный напор (движущая сила процесса тепло- и массопереноса).

Значение Q определится по уравнению

$$Q = G_r(h' - h''),$$

где G_r — расход сухих газов; h' и h'' — удельная энтальпия сухих газов на входе и выходе из барботажного слоя.

Для строгого описания явлений тепло- и массопереноса необходимо знать истинную площадь межфазной поверхности F . Так как существующие методы определения поверхности контакта фаз недостаточно освоены на практике, при расчетах вводится фиктивная поверхность, численно равная поверхности решетки (площади сечения барботажного слоя) S , либо объем барботажного слоя V , т. е. величины которые непосредственно измеряются в условиях эксперимента. Соот-

ответственно различают истинный k , поверхностный k_s и объемный k_v коэффициенты теплопередачи.

Движущая сила тепло- и массообмена в обычных барботажных аппаратах вычисляется в зависимости от взаимного направления потоков газа и жидкости, а также от принятой гидродинамической модели перемешивания. Чаще всего расчет Δt проводится по среднелогарифмической зависимости для противотока, куда входят начальные и конечные температуры теплообменивающихся сред.

Установлено, что при выпаривании водных растворов в АПГ термическим сопротивлением жидкой фазы можно пренебречь [1]. В этом случае вместо коэффициентов теплопередачи находятся соответствующие коэффициенты теплоотдачи α , α_s и α_v . Вследствие интенсивного перемешивания барботажного слоя температура на границе межфазной поверхности жидкости во всем ее объеме будет одинаковой. Обозначим ее $t_{ж}$. Тогда движущая сила тепло- и массообмена определится следующим образом:

$$\Delta t = (t_{вх} - t_{вых}) / \ln T, \quad (3.22)$$

где $\ln T = (t_{вх} - t_{ж}) / (t_{вых} - t_{ж})$; $t_{вх}$ и $t_{вых}$ — температуры газа на входе и выходе из барботажного слоя.

Истинный коэффициент теплопередачи K , коэффициент теплоотдачи α_s , отнесенный к площади сечения слоя, и объемный коэффициент теплоотдачи α_v , отнесенный к объему барботажного слоя, связаны уравнением (3.22):

$$\alpha F \Delta t = \alpha_s S \Delta t = \alpha_v V \Delta t = Q. \quad (3.23)$$

В экспериментальных исследованиях процесса тепло- и массообмена в барботажном слое все большее развитие получают методы расчета поверхности контакта фаз, позволяющие вычислять истинные коэффициенты теплоотдачи. Это имеет большое значение особенно при разработке путей интенсификации процессов. Однако определение площади поверхности контакта фаз в барботажных аппаратах не всегда позволяет найти истинный коэффициент теплоотдачи, так как искомая площадь может значительно превышать поверхность теплоотдачи.

Увеличение глубины погружения горелки в жидкость приводит к развитию межфазной поверхности, однако поверхность контакта фаз, в пределах которой завершается тепло- и массообмен между нагретым газом и жидкостью, должна быть оптимальной. При этих условиях существует предель-

ная глубина погружения горелки, условно называемая равновесной глубиной.

Изложенные соображения позволяют выявить характер зависимости коэффициентов α_s и α_v от глубины погружения горелки. Учитывая, что площадь сечения аппарата (барботажной решетки) фиксированная, из формулы (3.22) следует, что увеличение высоты газожидкостного слоя сопровождается возрастанием α_s вследствие увеличения доли теплоты, передаваемой от газов к жидкости. Если глубина погружения горелки превысит равновесную, α_s принимает постоянное значение, так как количество переданной от газов к жидкости теплоты и разность температур между ними будут оставаться постоянными.

Коэффициент α_v , отнесенный к объему газожидкостного слоя, с ростом глубины погружения вначале возрастает. В области, характеризуемой глубиной погружения более равновесной, α_v уменьшается за счет увеличения объема газожидкостного слоя при постоянном количестве переданной теплоты. Следовательно, если глубина погружения горелки больше равновесной, рассмотренные коэффициенты теплоотдачи не характеризуют кинетику процесса теплообмена. В этом случае аппарат рассчитывается с помощью уравнения теплового баланса.

3.8. РАВНОВЕСНАЯ ГЛУБИНА ПОГРУЖЕНИЯ ГОРЕЛКИ

О полноте использования теплоты дымовых газов можно судить по температуре уходящей из АПГ парогазовой смеси. При небольшой глубине погружения горелки барботирующие газы не способны передать всю теплоту выпариваемой жидкости и температура уходящих газов будет большой. Увеличение глубины погружения приводит к уменьшению этой температуры. При достижении равновесной глубины погружения дальнейшее ее увеличение не вызывает уменьшение температуры уходящих газов (остается постоянной).

Общий вид зависимости температуры уходящих газов от глубины погружения может быть найден следующим путем.

Применительно к бесконечно малому участку газожидкостного слоя уравнение теплового баланса — теплоотдачи имеет вид

$$\alpha F(t'' - t') dh = G'' c'' dt, \quad (3.24)$$

где G'' , c'' — расход и теплоемкость газа; t' , t'' — температура жидкости и газа в аппарате.

Полагая, что F сохраняет постоянное по высоте слоя значение, в результате интегрирования уравнения (3.24) получаем

$$-\frac{\alpha F}{G'' c''} (h_i - h_n) = \ln \frac{t_i'' - t'}{t_n'' - t'},$$

где h_n , t_n'' — фиксированная произвольная глубина погружения барботера и соответствующая ей температура уходящих газов; h_i , t_i'' — текущее значение глубины погружения и соответствующая ей температура уходящих газов.

Отсюда

$$t_i'' = t' + (t_n'' - t') \exp[-k_i (h_i - h_n)], \quad (3.25)$$

где

$$k_i = \alpha F / G'' c''.$$

Из уравнения (3.25) следует, что при бесконечно большой глубине погружения температура уходящих газов становится равной температуре жидкости в аппарате.

В реальных условиях работы аппарата величина F не остается постоянной и зависит от конструкции барботажного устройства и гидравлического режима. Поэтому полученные закономерности изменения температуры газа от глубины погружения проверялись экспериментально (рис. 3.16).

Данные аппроксимировались следующим образом. После определения опытным путем всех членов уравнения (3.25) для каждой глубины погружения рассчитывался коэффициент

$$k_{t_i} = \frac{\ln(t_n'' - t') / (t_i'' - t')}{h_i - h_n}. \quad (3.26)$$

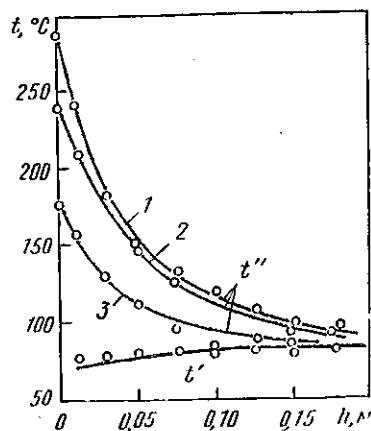


Рис. 3.16. Зависимость температуры уходящей парогазовой смеси и жидкости от глубины погружения

1 — трубчатый барботер; 2 — циркуляционная труба; 3 — барботажная решетка

Расчетные зависимости температуры уходящих газов от глубины погружения строились по средним значениям k_i , вычисляемым соответственно как среднеарифметическое значений k_{i*} .

Из уравнения (3.25) следует, что наименьшая температура достигается при бесконечно большой глубине погружений горелки. Практически принимают, что экспоненциальная функция достигает установившегося значения при величине, отличающейся на 1% от значения этой функции на бесконечности. Подставляя в (3.25) выражение (3.26), находим уравнение для расчета равновесной глубины погружения

$$h_p = -h_n = h_i - h_n = \ln C / \ln B, \quad (3.27)$$

где $C = (t_n''/t' - 1)/0,01$; $B = (t_n'' - t')/(t_i'' - t')$.

Значение t_n'' определяется при работе аппарата с минимальной глубиной погружения $h_n = 0-40$ мм, t_i'' — при глубине погружения h_i , лежащей в промежутке между h_n и максимальной глубиной погружения, при увеличении которой температура уходящей парогазовой смеси остается неизменной. Уравнение (3.27) позволило экспериментальным путем найти равновесную глубину погружения для АПГ с любым барботажным устройством.

В аппарате с трубчатым барботером

$$\bar{h}_p = 0,9 \text{ Ar}_0^{0,1} \theta^{0,71}, \quad (0,06 < \text{Ar}_0 < 0,36; 3,28 < \theta < 4,31). \quad (3.28)$$

где $\bar{h}_p = h_p/d_0$ — безразмерная равновесная глубина погружения; $\theta = T''/T'$ — температурный фактор — отношение температуры газов на выходе из сопла горелки к температуре жидкости в аппарате (по шкале Кельвина).

Для АПГ, работающих на природном газе с коэффициентом избытка воздуха 1,4 при выпаривании водных растворов равновесная глубина погружения находится в пределах $1,8 < \bar{h}_p/d_0 < 2,3$.

В аппаратах с барботажной решеткой

$$\bar{h}_p = 0,76 \text{ Ar}_0^{0,1} \theta^{0,71} \quad (0,057 < \text{Ar}_0 < 0,365; 3,29 < \theta < 4,37). \quad (3.29)$$

Уравнение справедливо для барботажных решеток с относительным шагом больше шести, при котором обеспечивается равномерное распределение газа над решеткой.

Для аппаратов с циркуляционной трубой помимо числа Ar и θ равновесная глубина погружения зависит от эквивалентного диаметра циркуляционной трубы d_3 , характеризующего безразмерным симплексом d_3/d_0 :

$$\bar{h}_p = 0,72 Ar_0^{0,1} \theta^{0,71} (d_3/d_0)^{0,15} \quad (0,057 < Ar_0 < 0,336; \quad 3,28 < \theta < 4,37), \quad (3.30)$$

где $1,18 < d_3/d_0 < 3,14$.

При $d_3/d_0 < 1,18$ наблюдается резкое увеличение равновесной глубины погружения, что связано с прорывом газовых струек внутри трубы. В случае $d_3/d_0 > 3,14$ влияние диаметра циркуляционной трубы на интенсивность теплообмена практически исчезает.

Для аппаратов с циркуляционной трубой при вынужденном противоточном течении жидкости внутри трубы в области $1,18 < d_3/d_0 < 1,84$ было получено уравнение

$$\bar{h}_p = 0,34 (\omega'/\omega'')^{-0,18} \theta^{0,71} Ar_0^{0,1} \quad Ar_0 = 0,04 - 0,543; \\ \theta = 3,28 - 4,37,$$

где $\omega'/\omega'' = 0,005 - 0,08$.

3.9. СРАВНИТЕЛЬНАЯ ОЦЕНКА ЭФФЕКТИВНОСТИ БАРБОТАЖНЫХ УСТРОЙСТВ

При одинаковой тепловой мощности аппарата меньшей равновесной глубине погружения соответствует более высокая интенсивность протекающего в нем процесса тепло-массообмена. Однако эффективность аппарата определяется не только интенсивностью переноса теплоты и массы, но и затратой энергии на преодоление гидравлического сопротивления газожидкостного слоя, зависящего от конструкции барботажного устройства (табл. 3.1).

Теплогидродинамическое совершенство теплообменных аппаратов может характеризоваться значением ϕ , представляющим собой отношение переданной жидкости теплоты Q к затраченной на преодоление гидравлического сопротивления работе A .

Значение Q определяется по данным теплового баланса аппарата, $A = \Delta p V$, где V — объемный расход продуктов сгорания на выходе из сопла горелки, Δp — гидравлическое сопротивление барботажного устройства, определяемое по разности давлений на выходе из сопла горелки в парогазовом

Таблица 3.1

Показатели эффективности работы барботажных устройств

Барботажное устройство	h_r , мм	Δp , Па	$\psi = Q/A$
Трубчатый барботер	111	1195	326
Решетка			
плоская	103	1160	336
конусная	100	1110	351
Циркуляционная труба	95,4	1210	322

Примечание. В сравнительных расчетах эффективности барботажных устройств приняты значения: $Ag=0,356$; $\theta=4,37$; $c=1,718$; $d_s=51$ мм.

пространстве аппарата. Чем больше ψ , тем эффективнее работает аппарат.

Из данных, характеризующих работу АПГ с различными барботажными устройствами при тепловой мощности горелки для всех аппаратов 5 кВт (табл. 3.2) следует, что наилучшей теплогидродинамической характеристикой обладают конусная и плоская решетки. Их необходимо применять в тех случаях, когда требуется обеспечить минимальное Δp газовоздушного тракта аппарата. Циркуляционная труба создает интенсивную циркуляцию жидкости в аппарате, что очень важно при выпаривании вязких или кристаллизующихся растворов.

Таблица 3.2

Влияние температурного фактора θ и числа Архимеда Ag на параметры работы барботажных устройств

Параметр	Ag			θ		
	0,057	0,22	0,356	4,37	3,71	3,28
h_r , мм	98	107	11	111	96	91,5
Δp , Па	980	1100	1195	1197	1157	1130
ψ	393	334	326	326	234	173

Примечание. Температурный фактор $\theta = T''/T'$, где T''/T' — температура жидкости в АПГ и нагретых газов на выходе из сопла; $Ag = (\omega'')^2 \rho'' / (q d_0 (\rho - \rho''))$.

Для аппарата с циркуляционной трубой по результатам экспериментальных исследований (при $d_3/d_0=3,14; 1,77; 1,18$) ψ соответственно равно 326; 324; 322. Следовательно, эквивалентный диаметр слабо влияет на теплогидродинамические свойства аппарата.

В случае работы аппарата с вынужденным противоточным движением жидкости $h_p=91$ мм, $\Delta p=716$ Па, $\psi=485$. При этом $A=\Delta p V + \Delta p_{ж} V_{ж}$, где $V_{ж}$ — расход циркулирующей жидкости; $\Delta p_{ж}$ — перепад давлений жидкости в циркуляционном насосе.

Приведенные данные свидетельствуют о том, что применение вынужденной циркуляции жидкости позволяет улучшить теплогидродинамические свойства аппарата и уменьшить сопротивление газозоудушного тракта горелки.

Наилучшее теплогидродинамическое совершенство аппарата достигается при максимальном значении θ и минимальном Ag_0 (см. табл. 3.1, 3.2). Такой режим соответствует работе с умеренными скоростями на выходе из горелки, определяемыми из условия эффективного сгорания топлива при минимальных коэффициентах избытка воздуха.

3.10. ПЛОЩАДЬ МЕЖФАЗНОЙ ПОВЕРХНОСТИ И КОЭФФИЦИЕНТ ТЕПЛООТДАЧИ

В АПГ с циркуляционной трубой тепло- и массообмен между дымовыми газами и жидкостью осуществляется в пространстве, ограниченном внутренним диаметром циркуляционной трубы и наружным диаметром горелки. При глубине погружения горелки, равной или меньше равновесной, развиваемая в этой зоне площадь межфазной поверхности будет соответствовать площади активной поверхности теплоотдачи. В этой связи возникает целесообразность исследования тепло- и массообмена путем вычисления площади удельной поверхности контакта фаз a , отнесенной к объему газожидкостного слоя и истинного коэффициента теплоотдачи α от дымовых газов к выпариваемой жидкости.

Измерение площади поверхности контакта фаз при барботаже осуществляется фотографированием, рассеиванием, отражением (деполяризацией) света и химически. Применение этих методов ограничено многочисленными факторами. Так, фотографирование пригодно только для пристенного слоя и связано с трудоемкой работой по обработке фотографий. Световые методы требуют предварительного экспери-

ментального определения тарифовочных кризисов, использование которых также ограничено предельным газосодержанием слоя, однородностью его структуры, физическими свойствами жидкости.

Наиболее универсальным и относительно простым считается химический метод. Основной его недостаток — трудность исследований влияния физических свойств жидкости, а также невысокая точность вычислений значения a .

Заслуживает внимания стереометрический метод [37], позволяющий непосредственно находить площадь удельной поверхности контакта фаз в различных жидкостях независимо от структуры газожидкостного слоя. На этом основании в Киевском политехническом институте были проведены исследования удельной поверхности контакта фаз в активной зоне тепло- и массообмена для АПГ с циркуляционной трубой. Анализ дифференциальных уравнений, описывающих гидродинамику барботажного слоя, позволил выявить характерные для такого случая безразмерные параметры и в результате обработки экспериментальных данных получить соответствующие безразмерные уравнения. Было установлено значительное влияние на характер удельной поверхности контакта других безразмерных параметров критерия капиллярности $S = \mu' \omega'' / \sigma$, характеризующего процесс дробления фаз в двухфазном потоке.

Зависимость безразмерной удельной поверхности контакта фаз al_k от S получена на экспериментальной установке с барботажной решеткой (рис. 3.17). Здесь $l_k = [\sigma / g(\rho' - \rho'')]^{1/2}$ — капиллярная постоянная.

Для каждой жидкости существует граничное значение критерия капиллярности $S_{гр}$, при котором площадь межфазной поверхности достигает максимума. Дальнейшее увеличение $S_{гр}$ приводит к уменьшению al_k , что объясняется возникновением струйных прорывов газа в жидкости.

Граничное значение критерия капиллярности можно выразить с помощью введенного С. С. Кутателадзе критерия устойчивости газожидкостной системы

$$Ku = \omega'' \sqrt{\rho''} / \sqrt{g \sigma (\rho' - \rho'')},$$

характеризующего воздействие динамического напора газа на поверхность раздела фаз

$$S_{гр} = k \mu' \sqrt{l_k \sigma \rho''}.$$

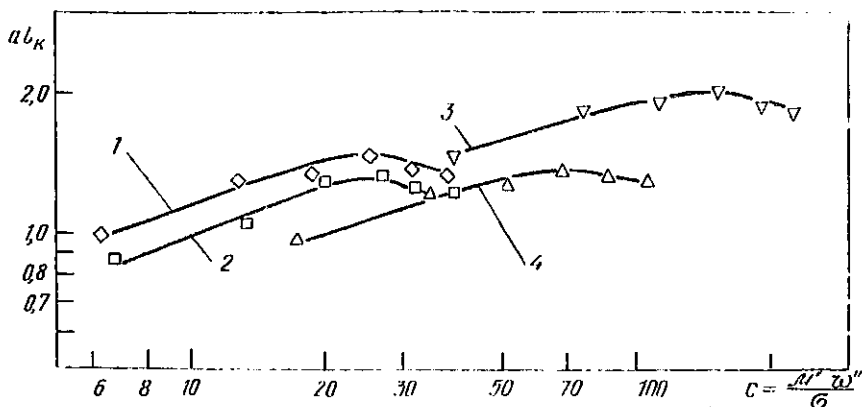


Рис. 3.17. Зависимость удельной поверхности контакта фаз от критерия капиллярности

1 — вода; 2 — ацетон; 3 — четыреххлористый углерод; 4 — глицерин

Значение критического Ku , при котором происходит переход от барботажа к струйным прорывам газа зависит от конструкции барботажного устройства.

Для аппаратов с циркуляционной трубой $Ku=0,5$. Соответствующее значение $C_{гр}$ для воды равно 0,03. Площадь удельной межфазной поверхности контакта фаз для воды и водных растворов можно определить следующими уравнениями:

$$al_K = 4,0 Ag_0^{0,07} C_{гр}^{0,12} (w'/w'')^{-0,22} (\rho'/\rho'')^{-0,28} (h/d_0)^{0,13} \quad (C_{гр} \leq 0,03); \quad (3.31)$$

$$al_K = 0,65 Ag_0^{0,07} C_{гр}^{-0,4} (w'/w'')^{-0,22} (\rho'/\rho'')^{-0,28} (h/d_0)^{0,13} \quad (C_{гр} \geq 0,03). \quad (3.32)$$

В этих уравнениях: σ — коэффициент поверхностного натяжения; ρ' и ρ'' — плотности жидкости и газа; μ — вязкость жидкости; w' и w'' — приведенные скорости жидкости и газа внутри циркуляционной трубы; h — глубина погружения барботера; d_0 — диаметр сопла горелки; $C = \mu'w''/\sigma$ — критерий капиллярности; $Ag_0 = (w'')^2 \rho' / g d_0 (\rho' - \rho'')$ — модифицированное число Архимеда.

Формулы (3.31) и (3.32) получены в пределах изменения величины: $Ag_0 = 0,0005-0,7$; $w'/w'' = 0,005-0,2$; $\rho'/\rho'' = 640-1380$; $h/d_0 = 0,5-3,0$; $C = 0,006-0,057$.

Наличие данных о поверхности контакта фаз позволило экспериментальным путем определить зависимость истинного коэффициента теплоотдачи, который рассчитывался по формуле $\alpha = Q/F\Delta t$.

При оптимальной глубине погружения горелки температура уходящих газов практически равна $t_{ж}$ в аппарате. Поэтому экспериментально коэффициент теплоотдачи вычислялся при условии, когда разность температур между газом и жидкостью лежала в пределах 20—25°C. В этом случае на выходе из барботажного слоя жидкость воспринимает 95—98 % всей поступающей с горячими газами теплоты (рис. 3.18).

В результате обобщения опытных данных предложено следующее уравнение для определения коэффициента теплоотдачи

$$Nu = 0,2 Re^{0,55} K_{\phi}^{0,3} \quad (Re = 11-90, K_{\phi} = 1,54-2,36), \quad (3.33)$$

где $Nu = \alpha l_k / \lambda''$; $Re = w'' l_k / \nu$; $K_{\phi} = r / C'' \Delta t$.

Полученные зависимости для коэффициента теплоотдачи и удельной поверхности контакта фаз позволяют рассчитать

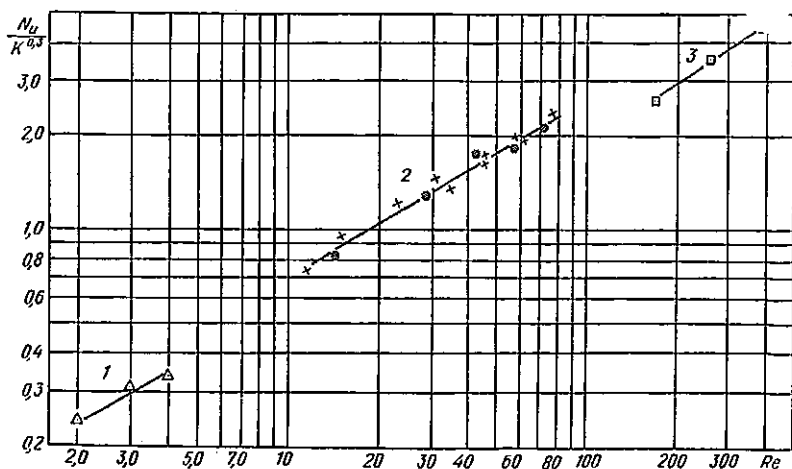
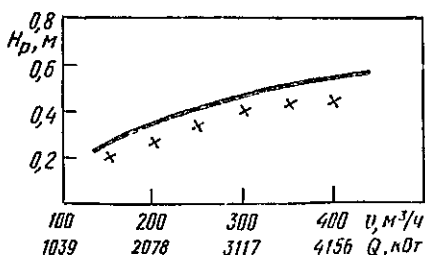


Рис. 3.18. Зависимость теплообмена от режима барботажа в сопоставлении с экспериментальными данными

1 — В. Я. Скрипко; 2 — КПИ; 3 — В. И. Козакова

Рис. 3.19. Расчетная зависимость равновесной глубины погружения от тепловой мощности горелки

Точками отмечены данные, полученные при испытании промышленного аппарата



необходимую глубину погружения горелки в аппарате с циркуляционной трубой.

Расчетная формула имеет вид

$$h = k_1 Q / \alpha a F_3 \Delta t, \quad (3.34)$$

где F_3 — площадь канала циркуляционной трубы; $k_1 = 1,05$ — поправочный коэффициент, позволяющий перейти от глубины погружения, соответствующей разности температур между уходящей парогазовой смесью и жидкостью в аппарате около $20-25^\circ\text{C}$, к равновесной глубине погружения; a — удельная поверхность контакта фаз, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Раздельное определение коэффициента теплоотдачи и удельной поверхности контакта фаз позволяют глубже изучить влияние гидродинамических факторов на интенсивность процесса тепло- и массообмена в аппарате. Коэффициент теплоотдачи зависит в основном от теплофизических свойств жидкости, температур газа и приведенной скорости жидкости в аппарате. Удовлетворительная сходимость экспериментальных данных по коэффициенту теплоотдачи с результатами экспериментов других авторов (см. рис. 3.18), полученных при различных условиях барботажа газа в жидкости, позволяют рекомендовать уравнение (3.33) для различных барботажных устройств.

При испытаниях опытно-промышленной установки производительностью по выпаренной воде 5 т/ч (расход природного газа $400 \text{ м}^3/\text{ч}$) получены данные о равновесной глубине погружения в зависимости от тепловой мощности горелки. Эти данные нанесены в виде точек (рис. 3.19). Здесь же представлена расчетная зависимость, полученная по формуле (3.34). Сопоставление расчетных и экспериментальных данных позволяет сделать вывод о достаточной надежности разработанного метода расчета равновесной глубины погружения с помощью предложенной зависимости.

ГЛАВА 4. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ ВОДЫ И ВОДНЫХ РАСТВОРОВ В БАРБОТАЖНЫХ АППАРАТАХ

4.1. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ ЖИДКОСТИ

Наряду с АПГ, работающими на газообразном или жидком топливе, в промышленности применяются барботажные аппараты, использующие вместо топлива отходящие дымовые газы промышленных печей и котельных. Такие устройства характеризуются высокой температурой поступающих в жидкость дымовых газов и представляют собой разновидность барботажных выпарных аппаратов.

Математическое описание установившегося во времени процесса выпаривания жидкости в них состоит из уравнений материального и теплового балансов, а также уравнений, позволяющих определить все величины через основные параметры процесса и физико-химические данные теплообмениваемых сред (дымовые газы — жидкость).

Математическая модель применима для аппарата с равновесной глубиной погружения горелки (рис. 4.1), когда температура уходящих сухих продуктов сгорания практически

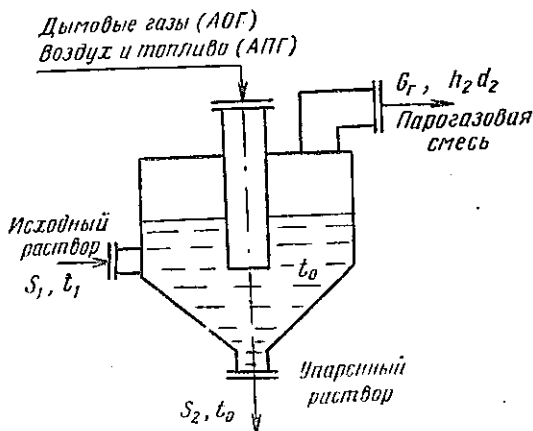


Рис. 4.1. Схема материальных потоков в барботажном аппарате

равна температуре жидкости в аппарате. При этом степень насыщения водяным паром уходящей парогазовой смеси приближается к 100 %, температура и концентрация раствора одинаковы во всем объеме вследствие интенсивного перемешивания, а объем жидкости в аппарате сохраняется постоянным.

Уравнение теплового баланса, отнесенное к единице количества сгоревшего топлива (для жидкого в килограммах, для газообразного в кубических метрах при нормальных условиях),

$$H + S_1 c_1 t_1 = G_r h_r + S_2 c_2 t_0, \quad (4.1)$$

где H — удельная энтальпия продуктов сгорания топлива при температуре θ на выходе из барботера; S_1, S_2 — масса поступающего в аппарат и уходящего из него растворов; c_1, c_2 — удельная теплоемкость раствора на входе и выходе аппарата; G_r — масса сухих компонентов продуктов сгорания; h_r — удельная энтальпия уходящей из аппарата парогазовой смеси; t_0, t_1 — температура раствора в аппарате и его выходе.

В уравнении (4.1) не учтены потери теплоты в окружающую среду, теплота концентрирования и кристаллизации, доля которых в общем тепловом балансе аппарата невелика. Приближенно эти потери учитываются уменьшением на 4—5 % значения H . Энтальпия парогазовой смеси h_r рассчитывается по формуле

$$h_r = c_r t_0 + d_2 h'', \quad (4.2)$$

где c_r — теплоемкость сухих компонентов продуктов сгорания; d_2 — влагосодержание парогазовой смеси; h'' — энтальпия сухого насыщенного водяного пара при парциальном давлении водяного пара в смеси.

Рассматривая парогазовую смесь как смесь идеальных газов, получаем

$$d_2 = R_r p_n / R_{H_2O} (p - p_n), \quad (4.3)$$

где R_r, R_{H_2O} — газовая постоянная смеси сухих компонентов продуктов сгорания и водяного пара; p, p_n — общее давление в аппарате и парциальное водяных паров в парогазовой смеси.

Величина p_n определяется как упругость (парциальное давление) паров раствора, соответствующая температуре раствора t_0 и его концентрации на выходе из аппарата B_2 .

При выпаривании с кристаллизацией вместо B_2 следует брать концентрацию насыщенного маточного раствора B_n при t_0 . Для вычисления R_r воспользуемся уравнением

$$R_r = \frac{1}{G_r} (V_{RO_2} \rho_{CO_2} R_{CO_2} + V_{O_2} \rho_{O_2} R_{O_2} + V_{N_2} \rho_{N_2} R_{N_2}), \quad (4.4)$$

где V_{RO_2} — объем сухих трехатомных продуктов сгорания; V_{O_2} и V_{N_2} — действительные объемы кислорода и азота в продуктах сгорания топлива; ρ_{CO_2} , ρ_{O_2} и ρ_{N_2} — плотности углекислого газа, кислорода и азота; R_{CO_2} , R_{O_2} , R_{N_2} — соответствующие значения газовых постоянных.

Величина V_{RO_2} зависит от вида топлива и может быть выбрана с помощью таблиц, в которых приводятся теоретические объемы воздуха V_a^0 и азота $N_{N_2}^0$ [38]. Действительные объемы кислорода и азота зависят от коэффициента избытка воздуха α и рассчитываются по формулам:

$$V_{O_2} = 0,21 (\alpha - 1) V_a^0; \quad (4.5)$$

$$V_{N_2} = N_{N_2}^0 + (\alpha - 1) 0,79 V_a^0. \quad (4.6)$$

Записанная в уравнение (4.2) теплоемкость c_r определяется как

$$c_r = \frac{1}{G_r} V_{RO_2} \rho_{CO_2} c_{CO_2} + V_{O_2} \rho_{O_2} c_{O_2} + V_{N_2} \rho_{N_2} c_{N_2}, \quad (4.7)$$

здесь c_{CO_2} , c_{O_2} , c_{N_2} — массовые удельные теплоемкости сухих компонентов парогазовой смеси при постоянном давлении.

Величины S_1 и S_2 связаны между собой уравнением материального баланса аппарата

$$S_1 = S_2 + W, \quad (4.8)$$

где W — масса выпаренной из раствора воды (удельная испарительность топлива).

В свою очередь из уравнения материального баланса по безводному выпариваемому веществу

$$W = S_1 (1 - B_1/B_2) = S_1 \delta, \quad (4.9)$$

где B_1 и B_2 — массовые доли сухих веществ, растворенные в исходном и упаренном растворах, %:

$$\delta = 1 - B_1/B_2 \quad (4.10)$$

— степень выпаривания.

Уравнение материального баланса влаги в парогазовой смеси

$$W = G_r(d_2 - d_1), \quad (4.11)$$

где d_1 и d_2 — влагосодержания поступающих и уходящих из аппарата продуктов сгорания, кг/кг.

Значение d_1 определяется по данным расчета горения топлива

$$d_1 = V_{H_2O} \rho_{H_2O} / G_r, \quad (4.12)$$

где ρ_{H_2O} — плотность паров при температуре испарения, кг/м³; V_{H_2O} — действительный объем водяных паров в продуктах сгорания

$$V_{H_2O} = V_{H_2O}^0 + 0,016(\alpha - 1)V_{H_2}^0. \quad (4.13)$$

Здесь $V_{H_2O}^0$ — теоретический объем водяных паров, определяемый в результате расчета горения или выбираемый из таблиц [38]. Система уравнений (4.1) — (4.13), описывающих процесс выпаривания в барботажных аппаратах может быть переписана в следующем виде:

$$H + S_1 c_1 t_1 = A_1 t_0 + A_2 \frac{p_n}{p - p_n} h'' + S_2 c_2 t_0; \quad (4.14)$$

$$W = A_2 \frac{p_n}{p - p_n} - A_3; \quad (4.15)$$

$$S_1 = W / \delta; \quad (4.16)$$

$$S_2 = W \frac{1 - \delta}{\delta}; \quad (4.17)$$

$$\delta = 1 - B_1 / B_2, \quad (4.18)$$

где

$$A_1 = V_{RO_2} \rho_{CO_2} c_{CO_2} + V_{O_2} \rho_{O_2} c_{O_2} + V_{N_2} \rho_{N_2} c_{N_2}; \quad (4.19)$$

$$A_2 = \frac{1}{R_{H_2O}} (V_{RO_2} \rho_{CO_2} R_{CO_2} + V_{O_2} \rho_{O_2} R_{O_2} + V_{N_2} \rho_{N_2} R_{N_2}); \quad (4.20)$$

$$A_3 = V_{H_2O} \rho_{H_2O}. \quad (4.21)$$

Для определения температуры уходящей из аппарата парогазовой смеси t_{nr} воспользуемся уравнением теплового баланса смешения сухих продуктов сгорания с водяным паром

$$G_r c_r t_0 + G_r d_2 h'' = G_r c_r t_{nr} + G_r d_2 [h'' + c_n(t_{nr} - t_n)], \quad (4.22)$$

где c_n — удельная теплоемкость пара; t_n — температура насыщения водяного пара при давлении p_n . Приблизленно $c_n = 1,96$ кДж/(кг·К).

Из формулы (4.22)

$$t_{нг} = \frac{c_r t_0 + d_2 c_n t_n}{c_r + d_2 c_n} \quad (4.23)$$

Подставив в (4.23) выражение (4.7) для c_n и (4.3) для d_2 , получим

$$t_{нг} = \frac{A_1 t_0 + A_2 \frac{p_n}{p - p_n} c_n t_n}{A_1 + A_2 \frac{p_n}{p - p_n} c_n}$$

Заметим, что действительное значение $t_{нг}$ может равняться t_n вследствие расхода теплоты сухих газов на испарение уносимых капель жидкости.

Величина H , c_1 , c_2 , B_1 , B_2 , A_1 , A_2 и A_3 определяются на основании исходных данных. Значения p_n , W , h'' , S_1 и S_2 зависят от температуры выпаривания.

Задавая ориентировочное значение t_0 , находим по данным упругости водяного пара над раствором (в зависимости от концентрации и температуры раствора) парциальное давление водяного пара p_n , а затем по таблицам водяного пара — соответствующее значение h'' .

По формулам (4.15) — (4.18) вычисляем:

б. W , S_1 и S_2 (подставляем их в (4.14);

путем последовательных приближений действительные значения t_0 , S_1 и W , проверяя с точностью до 0,01 равенство правой и левой частей уравнения (4.14);

температуру уходящей из аппарата парогазовой смеси рассчитываем по (4.23).

4.2. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ ЖИДКОСТЕЙ В БАРБОТАЖНЫХ АППАРАТАХ

Для аппаратов, работающих на отходящих дымовых газах, удельная энтальпия продуктов сгорания топлива, отнесенная к единице сгоревшего топлива, определяется по формуле

$$H = H^0 + (\alpha - 1) H_2^0, \quad (4.24)$$

где H^0 — удельная энтальпия продуктов сгорания при коэффициенте избытка воздуха $\alpha=1$ и температуре продуктов сгорания ϑ на входе в слой жидкости; H_b^0 — удельная энтальпия воздуха при температуре ϑ . Значения H^0 и H_b^0 для всех видов топлива можно рассчитать, используя таблицы [47].

Для АПГ

$$H = Q_{нр} + \alpha V_b^0 c_b t_b + c_t t_t,$$

где $Q_{нр}$ — низшая теплота сгорания топлива; V_b^0 — теоретический объем воздуха; c_b и t_b — удельная теплоемкость и температура поступающего на горение воздуха; c_t и t_t — удельная теплоемкость и температура топлива.

Физическую теплоту $c_t t_t$ необходимо учитывать при сжигании подогретого до температуры 80—110°C мазута, имеющего $c_t = 2,095$ кДж/(кг·К). Коэффициент избытка воздуха α :

погружные горелки, работающие на газе 1,1—1,6;
мазутные горелки $\alpha = 1,6—2$.

В таблицах приведены значения теоретических объемов воздуха V_b^0 и продуктов сгорания топлива V_{RO_2} , V_{H_2O} , V_{N_2} [47].

Примем усредненные значения этих величин:

мазут $V_b^0 = 10,45$ м³/кг $V_{RO_2} = 1,57$ м³/кг $V_{N_2}^0 = 8,25$ м³/кг

$V_{H_2O}^0 = 1,45$ м³/кг;

природный газ $V_b^0 = 9,64$ м³/м³ $V_{RO_2} = 1,03$ м³/м³ $V_{H_2}^0 =$
 $= 7,64$ м³/м³ $V_{H_2O}^0 = 2,16$ м³/м³.

Учитывая принятые значения теоретических объемов воздуха и продуктов сгорания, а также значения ρ_i , c_i , R_i , находим по формулам (4.19)—(4.21) выражение, позволяющее рассчитать коэффициенты $A_1—A_3$:

природный газ $A_1 = -0,96 + 12,55 \alpha$
 $A_2 = -0,78 + 7,76 \alpha$
 $A_3 = 1,61 + 0,12 \alpha$;
мазут $A_1 = -0,35 + 13,6 \alpha$
 $A_2 = -0,5 + 8,4 \alpha$
 $A_3 = 1,03 + 0,13 \alpha$.

При отсутствии табличных значений упругости водяного пара над заданным раствором можно воспользоваться при-

ближенным методом расчета по данным физико-химической температурной депрессии раствора

$$\Delta_T = t_0 - t_n,$$

где Δ_T — температурная депрессия.

Данные о температурной депрессии Δ_n при нормальном давлении и температуре $\vartheta = 100^\circ\text{C}$ приведены в гл. 2. Для других давлений (температур) Δ_n определяется по формуле (4.17).

Для случаев выпаривания насыщенных растворов, задавая t_0 , находим по таблице растворимостей концентрацию насыщенного раствора B_n , а по таблице депрессии — соответствующее значение Δ_n .

Приближенное значение температуры паров воды (без учета поправки на действительное давление)

$$t_n = t_0 - \Delta_n.$$

Зная t_n , путем интерполирования определяем k_1 и вычисляем значение

$$\Delta_{T1} = \Delta_n k_1.$$

Уточненная температура паров воды

$$t_{n1} = t_0 - \Delta_{T1}.$$

Ей соответствуют новые значения поправочного коэффициента k_2 и температурной депрессии Δ_{T2} . Путем последовательных приближений находим истинное значение t_n , соответствующее заданной температуре раствора t_0 . Упругость пара раствора p_n вычисляется как давление насыщенного водяного пара при истинном значении температуры t_n .

Воспользовавшись этими данными, решим систему уравнений, описывающих процесс выпаривания раствора в аппарате, и определим значения t_0 , t_{n1} , S_1 и W . Заметим, что величины S_1 и W отнесены к единице сгоревшего топлива (кг/кг , кг/м^3). Зная расход поступающего на выпаривание раствора S , рассчитаем необходимый расход топлива

$$G_T = S/S_1. \quad (4.25)$$

Для аппаратов, работающих на отходящих газах, расход топлива задан. В этом случае по (4.25) определяется расход раствора, поступающего на выпаривание.

При работе аппарата в режиме нагревания жидкости в исходные данные не входят значения исходной и конечной

концентрации растворов. В этом случае необходимо задавать значение степени выпаривания $\delta=0-1$. Чем меньше δ , тем больше раствора проходит через аппарат и тем ниже температура его нагрева.

Решение системы уравнений (4.14)—(4.21) методом последовательных приближений требует громоздких и неоднократно повторяющихся вычислений, поэтому задачу целесообразно решать с помощью ЭВМ.

Программа расчета реализована на языке Фортран-IV и предусматривает работу в диалоговом режиме.

Основная программа MAIN по желанию пользователя выполняет тепловой расчет АПГ либо выпарного аппарата, работающего на отходящих дымовых газах. MAIN заканчивается вызовом подпрограммы PRO, позволяющей подобрать температуру выпаривания раствора t_0 , при которой обеспечивается равенство правой и левой частей уравнения (4.14) с точностью до 0,001.

Подпрограмма FUN предусматривает определение путем интерполяции для различных значений искомой температуры t_0 соответствующих табличных значений концентрации насыщенного раствора B_n , парциального давления пара над насыщенным раствором p_n , удельной энтальпии водяного пара h'' , соответствующей давлению и температуре водяного пара t_n . Если конечная концентрация раствора $B_2 < B_n$, то в расчет вводится приближенное значение p_n для случая чистой воды. Далее программа обеспечивает вычисление по (4.13)—(4.18) значений W , S_1 , S_2 , δ , нахождение разности между правой и левой частями уравнения (4.14) и дебаланс этого уравнения.

Программа FUN работает вместе с блоком табличных данных NACL и подпрограммой-функцией линейной интерполяции R. В модуль NACL внесена таблица значений температур, упругости пара над раствором хлористого натрия, концентрации насыщенного раствора, давления и энтальпии насыщенного водяного пара. Максимальная температура в таблице выбирается из условия, что соответствующая ей упругость пара составляет 60—75 % общего давления в аппарате.

При расчете процесса выпаривания других растворов NACL заменяется модулем, в который заложены табличные данные соответствующего раствора. Единицы физических величин и их обозначение в формулах и тексте программы приведены ниже:

Величина	Обозначение	
	в формуле	в программе
Концентрация раствора, кг/м ³		
исходного	b_1	G1
упаренного	b_2	G2
Массовая концентрация раствора, %		
исходного	B_1	B1
упаренного	B_2	B2
насыщенного	B_n	BM
Удельная теплоемкость, кДж/(кг·К)		
сухого вещества	$c_{кр}$	CK
исходного раствора	c_1	C1
упаренного раствора	c_2	C2
топлива	c_T	CT
воздуха	c_v	CV
Давление, Па		
в аппарате	p	PA
насыщенного раствора	p''	PB
Температура, °C		
исходного раствора	t_1	T1
выпаривания	t_0	TE
топлива	t_T	TT
воздуха	t_v	TB
водяного пара над раствором	t_n	TP
Коэффициент		
избытка воздуха	α	AL
выпаривания	δ	D
Удельная энтальпия, кДж/м ³ (кДж/кг)		
воздуха в продуктах сгорания	H_n^0	HBO
продуктов сгорания при $\alpha=1$	H^0	HO
насыщенного водяного пара	h''	EB
Теоретический объем поступающего на горение воздуха, м ³ /м ³ (м ³ /кг)	V^0	VBO
Теплота сгорания топлива, кДж/м ³ (кДж/кг)	Q_{HP}	QHP
Упругость паров раствора, Па	p_r	PR
Расход раствора, кг/м ³ (кг/кг)		
исходного	S_1	S1
упаренного	S_2	S2
Удельная испарительность топлива, кг/м ³ (кг/кг)	W	W

Текст программы расчета процесса выпаривания раствора хлористого натрия приведен ниже:

```

FB(G) = (-10. + SQRT(100. + 0.36 * G)) / 0.18
FC(B,CK) = (CK * B + 4.19 * (100. - B)) / 100.
DATA CT /1.556/, CB /1.1/ , CK /0.88/
200 WRITE(6,100)
100 FORMAT(SX, 'РАБОТАЕТ ПРОГРАММА ПО РАСЧЕТУ РАБОТАЮЩИХ
      АППАРАТОВ' /
*SX, '      РАБОТАЕТ НА КАФ. ТПТ КПИ' /
*SX, 'ВЫБЕРИТЕ ТИП АППАРАТА' /
*SX, '      ВВЕДИТЕ' /
*SX, '  1 - АППАРАТ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ' /
*SX, '  2 - АППАРАТ НА ОТХОДЯЩИХ ГАЗАХ' /
      READ(5,*) K
      WRITE(6,102)
102 FORMAT(SX, 'ПО ЗАПРОСУ ВЫ ВВЕДИТЕ ЗНАЧЕНИЯ ВЕЛИЧИН: ' /
*SX, 'КОЭФИЦИЕНТ ИЗБЫТКА ВОЗДУХА' )
      READ(5,*) AL
      WRITE(6,103)
103 FORMAT(SX, 'ТЕМПЕРАТУРУ ИСХОДНОГО РАСТВОРА ( ГР. ЦЕЛ. )' )
      READ(5,*) T1
      WRITE(6,104)
104 FORMAT(SX, 'КОНЦЕНТРАЦИЮ ИСХОДНОГО РАСТВОРА ( КГ/КУБ.М )' )
      READ(5,*) G1
      WRITE(6,105)
105 FORMAT(SX, 'КОНЦЕНТРАЦИЮ УПАРЕННОГО РАСТВОРА ( КГ/КУБ.М )' )
      READ(5,*) G2
      WRITE(6,106)
106 FORMAT(SX, 'ДАВЛЕНИЕ В АППАРАТЕ ( ПА )' )
      READ(5,*) PA
      IF(K.EQ.2) GOTO 7
      WRITE(6,107)
107 FORMAT(SX, 'ТЕМПЕРАТУРА ТОПЛИВА ( ГР. ЦЕЛ. )' )
      READ(5,*) TT
      WRITE(6,108)
108 FORMAT(SX, 'ТЕМПЕРАТУРА ВОЗДУХА ( ГР. ЦЕЛ. )' )
      READ(5,*) TB
      WRITE(6,109)
109 FORMAT(SX, 'ТЕПЛОТА СГОРАНИЯ ТОПЛИВА ( КДЖ/КУБ.М )' )
      READ(5,*) QHP
      WRITE(6,110)
110 FORMAT(SX, 'ТЕОРЕТИЧЕСКИЙ РАСХОД ВОЗДУХА ( КУБ.М/КУБ.М )' )
      READ(5,*) VBO
      H=QHP+VBO*CB*TB*AL+CT*TT
      GOTO 10
      WRITE(6,111)
111 FORMAT(SX, 'ЭНТАЛЬПИЯ ВЫХОДНЫХ ГАЗОВ ( КДЖ/КУБ.М )' )
      READ(5,*) HO
      WRITE(6,112)
112 FORMAT(SX, 'ЭНТАЛЬПИЯ ВОЗДУХА ( КДЖ/КУБ.М )' )
      READ(5,*) HBO
      H=HO+(AL-1.)*HBO
10  A1=-0.96+12.55*AL
      A2=-0.78+7.76*AL
      A3=1.61+0.12*AL
      B1=FB(G1)
      B2=FB(G2)
      C1=FC(B1,CK)

```

```

C2=FC(B2,CK)
A0=C1*T1
CALL PRO(H,A0,A1,A2,A3,C2,B1,B2,PA)
WRITE(6,120)
120  FORMAT(5X,'ДЛЯ ПРОДОЛЖЕНИЯ СЧЕТА ПО ДРУГИМ ИСХОДНЫМ
      ЗНАЧЕНИЯМ'/
      *5X,'ВВЕДИТЕ - 1, ИНАЧЕ - 2')
      READ(5,*)KON
      IF(KON.EQ.1) GOTO 200
      STOP
      END
C*****
SUBROUTINE PRO(H,A0,A1,A2,A3,C2,B1,B2,PA)
COMMON /DIN/ T(9),BM(9),PR(9),PB(9),EB(9),BME,S1
TH=T(1)
TK=T(9)
I=0
4    TC=(TH+TK)/2.
CALL FUN(TC,W,FC,DF,TP,H,A0,A1,A2,A3,C2,B1,B2,PA)
CALL FUN(TH,W,FH,DF,TF,H,A0,A1,A2,A3,C2,B1,B2,PA)
IF(ABS(DF).LT.0.001) GOTO 5
IF(FH*FC.GT.0) TH=TC
IF(FH*FC.LT.0) TK=TC
I=I+1
IF(I.LT.30) GOTO 4
WRITE(6,9)
9    FORMAT(5X,'ИЗМЕНИТЬ ИНТЕРВАЛ ТЕМПЕРАТУР')
RETURN
5    WRITE(6,8)TC,W,TP,B2,BME,S1
8    FORMAT(2X,'TK=',E12.5,1X,'W=',E12.5,1X,'TP=',E12.5/
      *2X,'B2=',E12.5,1X,'BME=',E12.5,1X,'S1=',E12.5)
      RETURN
      END
C*****
SUBROUTINE FUN(TE,W,F,DF,TP,H,A0,A1,A2,A3,C2,B1,B2,PA)
COMMON /DIN/ T(9),BM(9),PR(9),PB(9),EB(9),BME,S1
BME=R(T,BM,9,TE)
IF(B2-BME) 26,27,27
26  PRE=R(T,PB,9,TE)
    GOTO 31
27  PR=R(T,PR,9,TE)
31  EBE=R(PB,EB,9,PRE)
    TE1=R(PB,T,9,PRE)
    W=PRE*A2/(PA-PRE)-A3
    D=1-B1/B2
    S1=W/D
    S2=W*(1-D)/D
    FL=H+A0*S1
    FF=A1*TE+(W+A3)*EBE+S2*C2*TE
    F=FL-PP
    AM=ABS(FL)
    IF(ABS(FL).LT.ABS(FF)) AM=ABS(FF)
    DF=ABS(F)/AM
    TP=(A1*TE+(1.96*A2*TE1*PRE)/(PA-PRE))/(A1+(1.96*A2*PRE)
      /(PA-PRE))
RETURN
END
C*****

```

```

FUNCTION R(X,Y,N,XE)
REAL*4 X(N),Y(N),XE,R
DO 13 I=1,N
IF(X(I)-XE) 13,14,15
14 R=Y(I)
GOTO 16
15 R=Y(I-1)+(XE-X(I-1))*(Y(I)-Y(I-1))/(X(I)-X(I-1))
GOTO 16
13 CONTINUE
16 RETURN
END
C*****
BLOCK DATA
COMMON /DIN/ T(9),BM(9),PR(9),PB(9),EB(9),BME,S1
DATA T/20.,30.,40.,50.,60.,70.,80.,90.,100./
* BM/26.4,26.5,26.7,26.9,27.1,27.35,27.6,27.9,28.3/
* PR/1762.,3197.,5546.,9253.,14909.,23270.,35253.,51994.,74850./
* PB/2.337D3,4.242D3,7.375D3,1.234D4
* 1.9919D4,3.1161D4,4.7359D4,
* 7.0109D4,1.01325D5/
* EB/2538.,2556.,2574.,2592.,2609.,2627.,2644.,2660.,2676./
END

```

4.3. ИССЛЕДОВАНИЕ НА ЭВМ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ ВОДЫ И ВОДНЫХ РАСТВОРОВ В АППАРАТАХ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

В соответствии с разработанной программой и алгоритмом (см. рис. 4.2) были выполнены расчеты для нагревания и выпаривания в аппарате чистой воды, водного раствора хлористого натрия, серной кислоты. В качестве топлива использован природный газ с теплотой сгорания $Q_{\text{нр}} = 39\,500 \text{ кДж/м}^3$ при температуре поступающей в аппарат жидкости 20°C и давлении в аппарате $0,1 \text{ МПа}$.

Максимальная температура воды в аппарате контактного типа равна температуре насыщения, соответствующая парциальному давлению водяного пара в образовавшейся парогазовой смеси (при атмосферном давлении равна $84,5^\circ\text{C}$). Заметим, что эта температура зависит от состава продуктов сгорания.

Температура нагревания уменьшается с увеличением δ (рис. 4.3), резкое падение происходит при $\delta < 0,2$. Такой режим соответствует работе водонагревателя, так как наблюдается наибольшее количество отбираемой из аппарата нагретой воды и минимальные ее потери с уходящей парогазовой смесью. Увеличение коэффициента избытка воздуха α приводит к уменьшению температуры жидкости в аппарате (рис. 4.4). При работе аппарата в качестве испарителя увеличение α уменьшает W , а при $\alpha < 2$ (режим водонагревателя

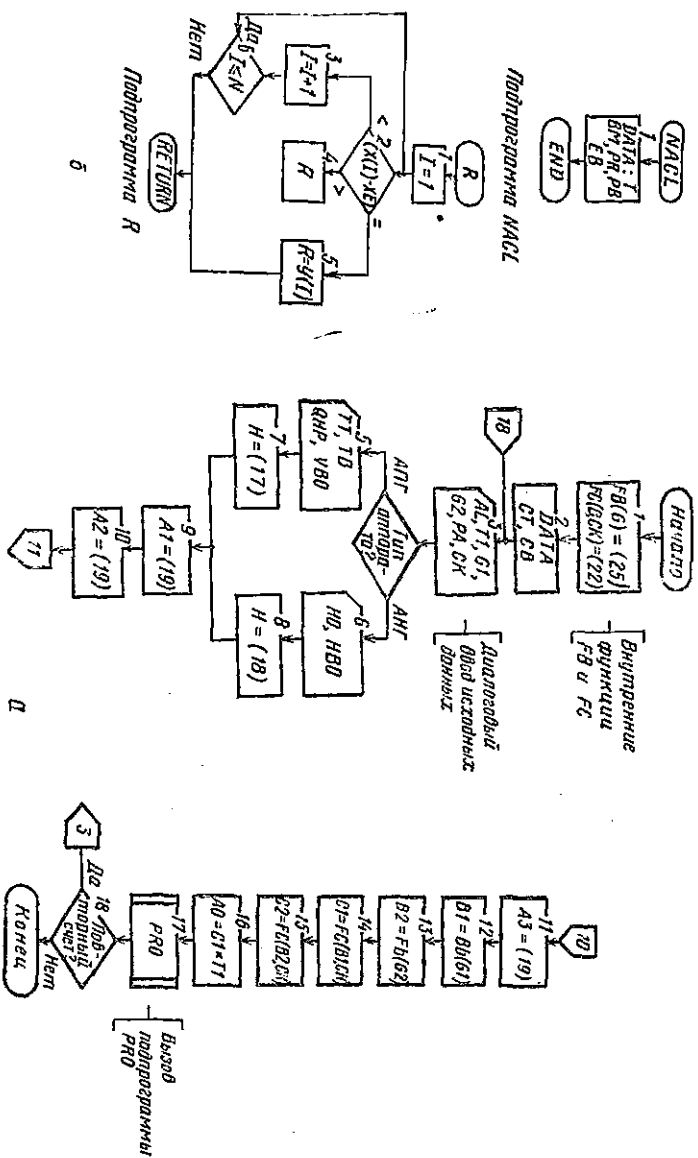
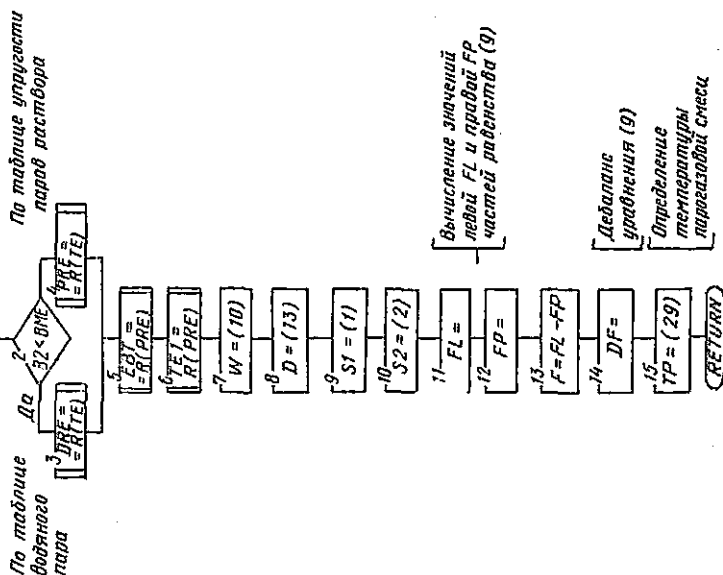
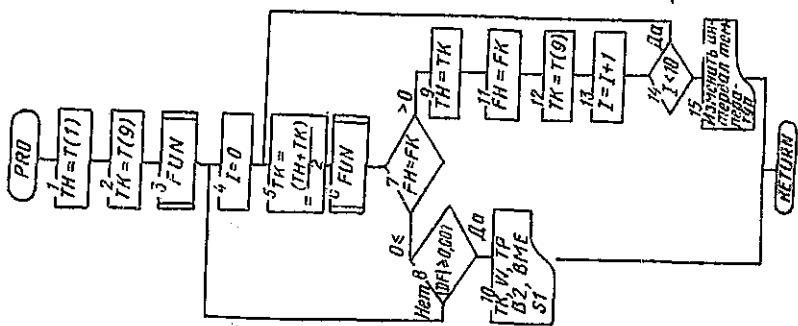


Рис. 4.2. Блок-схема алгоритма
 а — программа MAJN; б — программа PRO; в — программа FUN



6)

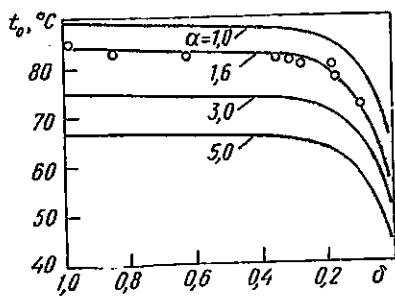


Рис. 4.3. Зависимость температуры выпаривания воды от степени выпаривания

концентрации минеральных солей в пределах 10—350 кг/м³ (рис. 4.6). Удельная испарительность и температура раство-

ля) увеличивает W . В первом случае целесообразно обеспечить работу аппарата с максимальным, а во втором — с минимальным W .

Работа аппарата с $\alpha > 1$ желательна только тогда, когда возникает необходимость снизить температуру жидкости в аппарате, например, при обработке термочувствительных растворов (рис. 4.5).

В качестве примера приведена зависимость температуры выпаривания t_0 и удельной испарительности раствора w от кон-

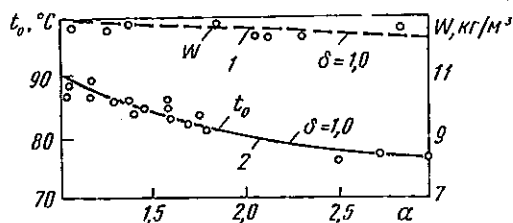


Рис. 4.4. Зависимость температуры выпаривания и удельной испарительности от α
1 — содержание влаги в парогазовой смеси; 2 — изменение температуры испарения

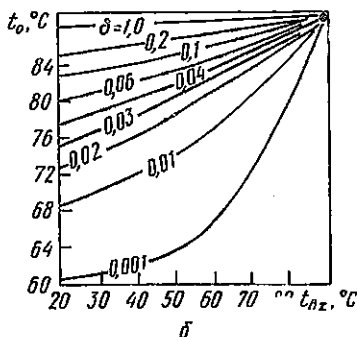
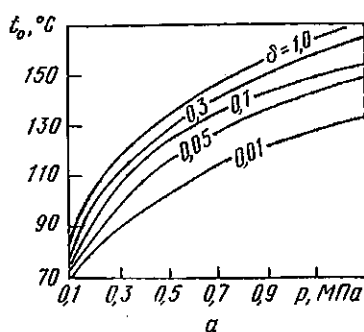
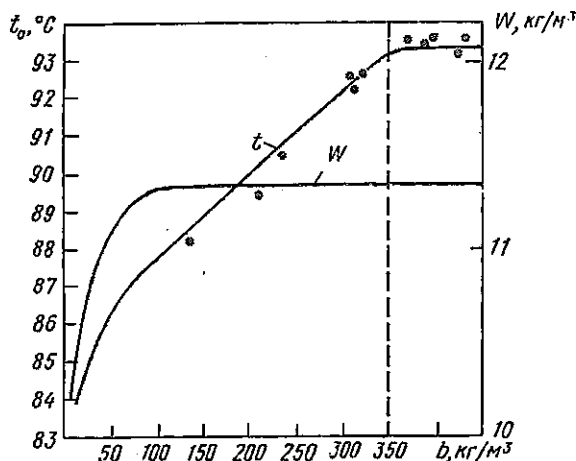


Рис. 4.5. Зависимости температуры выпаривания воды от давления (а) и от ее температуры на входе в аппарат (б) при различных степенях выпаривания.

Рис. 4.6. Зависимость температуры выпаривания раствора хлористого натрия и удельной испарительности от конечной концентрации упаренного раствора



ра в аппарате от коэффициента избытка воздуха (рис. 4.7) изменяются так же как и чистый растворитель (вода).

На зависимости температурной депрессии $\Delta t = t_0 - t_n$ от конечной концентрации раствора (рис. 4.8) нанесены точки, полученные экспериментально. Учитывая, что температура уходящей парогазовой смеси близка к температуре паров воды t_n в уходящей парогазовой смеси, из графика следует, что температура уходящей смеси становится ниже температуры раствора в аппарате.

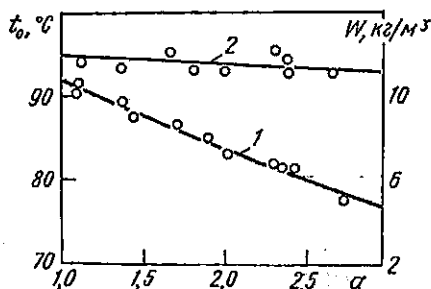


Рис. 4.7. Зависимость температуры выпаривания (1) и удельной испарительности (2) раствора хлористого натрия от коэффициента избытка воздуха

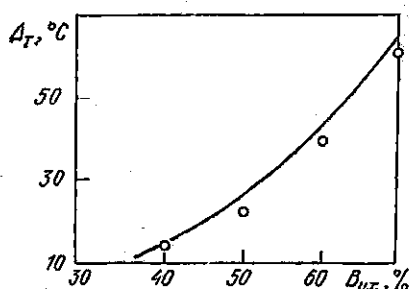


Рис. 4.8. Зависимость температурной депрессии раствора серной кислоты от конечной концентрации раствора

Аналогичная кривая получена для процесса выпаривания водного раствора серной кислоты.

Адекватность принятой математической модели реальному процессу выпаривания проверялась экспериментальным путем на опытной установке. Результаты опытов нанесены в виде точек на рис. 4.3, 4.4, 4.6.

Максимальное отклонение опытных точек от расчетных кривых не превышало 5 %, что свидетельствует об адекватности модели.

4.4. ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ НАГРЕВА ВОДЫ

Широкое применение находят АПГ в качестве контактных нагревателей воды (в частности, морской, подаваемой в нефтяные пласты с целью повысить извлечение нефти), для различных технологических нужд и в системах отопления.

Проведенные на ЭВМ исследования математической модели нагревания воды в АПГ показали, что достижение максимальной температуры нагрева, соответствующей температуре адиабатного испарения, возможно лишь при периодическом отборе нагретой воды, поскольку непрерывный отбор воды снижает температуру ее нагрева. Эффективность работы такого водонагревателя оценивается коэффициентом использования теплоты, представляющим собой отношение энтальпии уходящей из аппарата нагретой воды ко всему количеству подведенной теплоты:

$$\eta = S_2 c t_0 / (H + S_1 c t_1).$$

Из расчетных графиков, выполненных для трех значений температур нагреваемой воды (рис. 4.9) следует, что темпе-

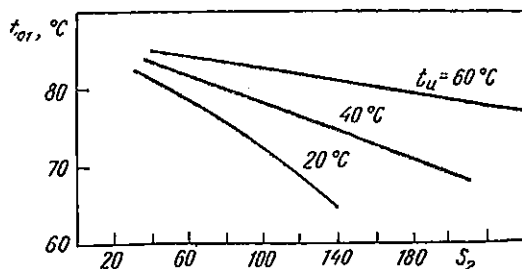
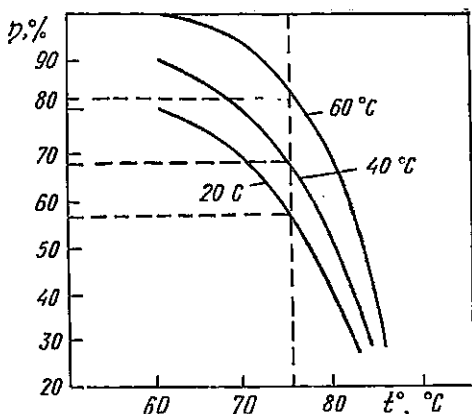


Рис. 4.9. Зависимость температуры нагрева воды от ее расхода на выходе из АПГ

Рис. 4.10. Зависимость коэффициента полезного использования теплоты при нагреве воды в АПГ от температуры нагрева



ратура нагрева воды обратно пропорциональна ее расходу. Увеличение температуры нагрева сопровождается снижением КПИ за счет увеличения расхода теплоты на выпаривание воды и соответствующего увеличения ее потерь с уходящей из аппарата парогазовой смесью (рис. 4.10).

Так, для получения горячей воды 75°C КПИ следующий:

Температура исходной воды, °C	КПИ, %
20	56
40	68
60	>82 (для водонагревателя, включенного в систему отопления)

При сравнительно низких температурах исходной воды водонагреватель без утилизатора может эффективно работать при нагреве воды до температуры примерно 60°C. Значительное повышение эффективности нагрева воды достигается при подогреве исходной воды, уходящей из аппарата парогазовой смесью в контактом теплообменнике-скруббере (рис. 4.11).

Уравнение теплового баланса водонагревателя с утилизатором теплоты уходящей из АПГ парогазовой смесью запишется в следующем виде:

$$H + S_{\text{н}} c t_{\text{н}} = S_2 c t_0 + G_{\text{г}} (c_{\text{г}} t_{\text{yx}} + d_{\text{yx}} h''_{\text{yx}}). \quad (4.26)$$

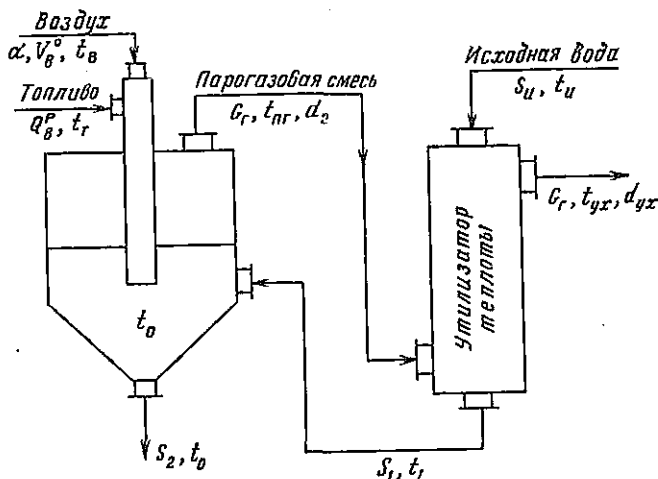


Рис. 4.11. Схема водонагревателя с утилизацией теплоты парогазовой смеси

Здесь приняты следующие дополнительные обозначения: t_u и S_u — температура и расход исходной воды; t_{yx} и d_{yx} — температура и влагосодержание уходящей из утилизатора парогазовой смеси; h''_{yx} — энтальпия сухого насыщенного водяного пара при температуре t_{yx} ;

Значение d_{yx} определяется по уравнению

$$d_{yx} = \frac{R_r - p_{yx}}{R_{H_2O}(p - p_{yx})}, \text{ или } 0,622 \frac{\varphi p_{yx}}{p - \varphi p_{yx}}, \quad (4.27)$$

в котором p_{yx} — давление сухого насыщенного водяного пара при t_{yx} ; p — общее давление влажного газа; φ — относительная влажность; $\varphi = p_{пг}/p_n = p_{yx}/p_n$.

Количество поступающей в АПГ воды S_1 и количество исходной воды S_u связаны между собой уравнением

$$S_1 = S_u + W_1, \quad (4.28)$$

где W_1 — количество выделившейся из парогазовой смеси воды

$$W_1 = G_r(d_2 - d_{yx}). \quad (4.29)$$

Значения S_1 и S_2 вычисляются уравнениями (4.16), (4.17). Для теплового расчета АПГ с утилизатором теплоты

уравнение (4.24) должно быть дополнено уравнением теплового баланса утилизатора теплоты

$$S_n c t_n + G_r (c_r t_0 = d_2 h_n'') = S_1 c t_1 + G_r (c_r t_{yx} + d_{yx} h''_{yx}). \quad (4.30)$$

Отсюда температура нагретой в утилизаторе теплоты воды

$$t_1 = \frac{S_n c t_n + G_r (c_r t_0 + d_2 h_n'') - G_r (c_r t_{yx} + d_{yx} h''_{yx})}{S_1 c}. \quad (4.31)$$

Как следует из выражения (4.31), эта температура зависит от t_{yx} .

Из условий теплообмена между исходной водой и парогазовой смесью t_1 не может превышать температуру парогазовой смеси t_0 , поступающей в утилизатор, т. е. $t_1 < t_0$. Уравнения (4.26) — (4.30) вместе с уравнениями (4.15) — (4.17) составляют систему, позволяющую рассчитать АПГ с утилизатором теплоты. Ее можно обобщить в следующем виде:

$$H + S_n c t_n = S_2 c t_0 + A_1 t_{yx} + \frac{\rho_{yx} h''_{yx}}{\rho - \rho_{yx}}; \quad (4.32)$$

$$W = A_2 \frac{\rho_n}{\rho - \rho_n} - A; \quad (4.33)$$

$$S_1 = W / \delta; \quad (4.34)$$

$$S_2 = W \frac{1 - \delta}{\delta}; \quad (4.35)$$

$$S_n = S_1 - A_2 \left(\frac{\rho_n}{\rho - \rho_n} - \frac{\rho_{yx}}{\rho - \rho_{yx}} \right), \quad (4.36)$$

$$t_1 = S_n c t_n + A_1 (t_0 - t_{yx}) + A_2 \left(\frac{\rho_n h''_n}{\rho - \rho_n} - \frac{\rho_{yx} h''_{yx}}{\rho - \rho_{yx}} \right).$$

Значения H , t_n и t_{yx} задаются исходными данными. Величина t_0 определяется методом последовательных приближений при помощи системы уравнений (4.32) — (4.36). Далее вычисляются соответствующие этой температуре значения W , S_1 , S_2 , S_n и t_1 .

В случае, когда не соблюдается соотношение $t_1 \leq t_0$, необходимо последовательно увеличивать температуру t_{yx} и повторять расчеты. Условию $t_1 = t_0$ соответствует оптимальная температура t_{yx} , при которой используется максимальное количество теплоты уходящей из АПГ парогазовой смеси.

Эффективность нагрева воды оценивается коэффициентом использования теплоты. Для АПГ с утилизатором теплоты этот коэффициент запишется в следующем виде:

$$\eta = S_2 c t_0 / S_{\text{н}} c t_{\text{н}} + H.$$

Зависимости температуры нагрева воды в аппарате от ее расхода рассчитаны на ЭВМ для температуры исходной воды 20°C (рис. 4.12, кривая 1) и 60°C (рис. 4.12, кривая 2). Несовпадение экспериментальной кривой с расчетной объясняется более низкой теплотой сгорания топлива. Максимальная температура нагрева воды может быть обеспечена в широком диапазоне изменения расхода нагретой воды, который расширяется с ростом температуры исходной воды. Здесь КПИ теплоты достигает 95 % и сохраняется постоянным при увеличении температуры нагрева воды в аппарате (рис. 4.13).

Резкое снижение КПИ теплоты наблюдается лишь при температуре нагрева, превышающей 85°C. Это объясняется тем, что из условия теплообмена между водой и парогазовой смесью в утилизаторе температура подогрева воды не может превышать температуру поступающей парогазовой смеси. Поэтому при температуре воды в АПГ свыше 85°C утилизатор не обеспечивает полное использование теплоты парогазовой смеси и ее температура на выходе из утилизатора резко возрастает (рис. 4.14).

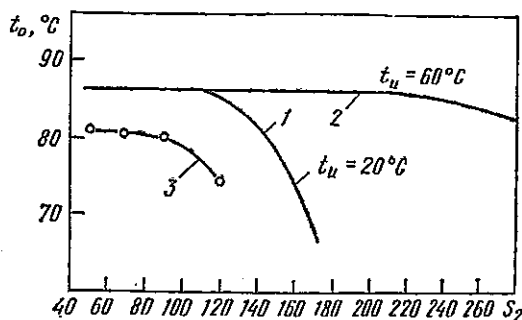


Рис. 4.12. Зависимость температуры нагрева воды от ее расхода в АПГ с утилизатором

1, 2 — расчетные данные при $t_n = 20$ и 60°C ; 3 — экспериментальные данные при $t_n = 20^\circ\text{C}$

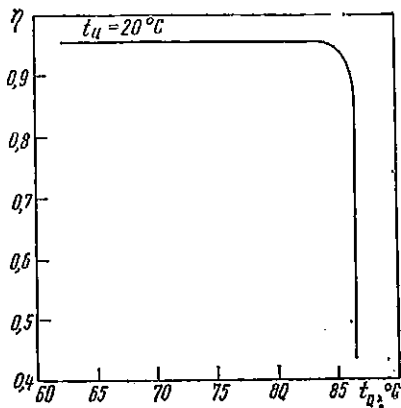


Рис. 4.13. Зависимость коэффициента использования теплоты при нагреве воды в АПГ с утилизатором от температуры нагрева

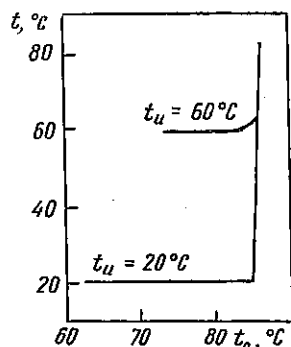


Рис. 4.14. Температура парогазовой смеси на выходе из утилизатора теплоты в зависимости от температуры нагрева воды в аппарате

Проведенные исследования нагрева воды в АПГ позволяют сделать вывод о целесообразности его использования с утилизатором для получения горячей воды.

4.5. ИСПАРИТЕЛЬНАЯ ТЕПЛОУТИЛИЗАЦИОННАЯ УСТАНОВКА

Выпарные АПГ характеризуются высоким КПД теплоты сгоревшего топлива, который достигает 85—90 %. Они примерно в два раза экономичнее однокорпусной трубчатой выпарной установки с паровым обогревом.

Эффективность использования теплоты сгоревшего топлива в выпарных АПГ можно повысить с помощью теплообменника-утилизатора теплоты парогазовой смеси, в котором подогревается поступающий на выпаривание раствор или вода, предназначенная для технологических нужд производства при температуре 50—60°C.

Эффективность выпаривания растворов можно значительно повысить с помощью испарительной теплоутилизационной установки (ИТУ), обеспечивающей утилизацию теплоты парогазовой смеси на выпаривание исходного раствора. Образовавшаяся в АПГ при выпаривании раствора парогазовая смесь проходит через барботажный конденсатор, частично

конденсируется в нем, нагревая проходящий через трубный пучок концентрируемый исходный раствор, и удаляется в атмосферу. Нагретый раствор из конденсатора поступает в испаритель, где охлаждается атмосферным воздухом. Воздух в испарителе насыщается водяным паром, забирая при этом воду из раствора, и выбрасывается в атмосферу. Охлажденный и частично упаренный в испарителе раствор поступает в бак-смеситель, в который подается также подлежащий концентрированию исходный раствор. Из бака-смесителя часть раствора подается в АПГ, оставшаяся часть — в трубный пучок барботажного конденсатора. Таким образом, между испарителем и конденсатором образуется циркуляционный контур, в котором происходит предварительное концентрирование исходного раствора, поступающего в выпарной АПГ.

Предложенная схема выпарной установки позволяет использовать теплоту уходящей из АПГ парогазовой смеси для повышения эффективности основного процесса — концентрирование раствора.

Расчеты, подтвержденные экспериментальными исследованиями на физической модели, показывают, что такая выпарная установка позволяет достичь той же экономичности процесса выпаривания, что и в трубчатой многокорпусной установке с паровым обогревом, сохранив преимущества контактного способа выпаривания.

Для определения характеристик работы испарительной теплоутилизационной установки математическую модель процесса выпаривания в АПГ необходимо дополнить уравнениями теплового баланса для:

конденсатора

$$G_r h_r' + G_p c_p t_p' = G_r h_r'' + G_p c_p t_p'' + W_k c_k t_k;$$

испарителя

$$G_p c_p t_p'' + G_b h_b' = G_b h_b'' + (G_p - W_n) c_p t_p^0; \quad (4.37)$$

смесителя

$$(S_1 + W_n) c_p t_p'' + (G_p - W_n) c_p t_p^0 = (G_p + S_1) c_p t_p'. \quad (4.38)$$

В этих уравнениях G_r , G_p , G_b , S_1 , W_k , W_n — отнесенные к единице количества сгоревшего в АПГ топлива массы сухих продуктов сгорания, циркулирующего раствора, подаваемого в испаритель воздуха, раствора в АПГ, образовавшегося в конденсаторе конденсата и испарившейся в испарителе воды; h_r' , h_r'' , h_b' и h_b'' — энтальпии поступающей и уходящей из конденсатора парогазовой смеси, поступающего и уходящего

сухого воздуха c_b , а влагосодержание воздуха d_b определяется как

$$d_b = \frac{R_b}{R_{H_2O}} \frac{p_b}{p - p_b} = 0,622 \frac{p_b}{p - p_b},$$

где R_b и R_{H_2O} — газовые постоянные сухого воздуха и водяного пара; p , p_b — давление соответственно в испарителе и парциальное насыщенного водяного пара, соответствующее температуре воздуха t_b .

Влагосодержание атмосферного воздуха, поступающего в испаритель, примем 0,01 кг/кг.

Количество образовавшегося конденсата и испарившейся в испарителе воды определим по формулам:

$$W_k = G_r(d'_r - d''_r); \quad (4.40)$$

$$W_u = G_b(d''_b - d'_b). \quad (4.41)$$

В результате совместного решения уравнений (4.37) и (4.38) получаем

$$G_p c_p t''_p + G_b h''_b = G_b h''_b + (G_p + S_1) c_p t'_p - (S_1 + W_u) c_p t_p'' \quad (4.42)$$

Из уравнений (4.38) и (4.40) — (4.42) с учетом приведенных соотношений для энтальпии и влагосодержания пара газа и воздуха имеем

$$W_k = A_2 \left(\frac{p'_r}{p - p'_r} - \frac{p''_r}{p - p''_r} \right), \quad (4.43)$$

$$W_u = G_b \left(0,622 \frac{p''_b}{p - p''_b} - 0,01 \right); \quad (4.44)$$

$$Q_p = A_1 (t'_r - t''_r) + A_2 \left(\frac{p'_r h'_r}{p - p'_r} - \frac{p''_r h''_r}{p - p''_r} \right) - W_k c_k t_k; \quad (4.45)$$

$$G_p = Q_p / c_p (t''_p - t'_p); \quad (4.46)$$

$$G_b = [G_p c_p t''_p - S_1 c_p t'_p - (G_p + S_1) c_p t'_p] / \left[G_b (t'_b - t''_b) + 0,622 \frac{p''_b h''_b}{p - p''_b} - 0,01 h'_b - \left(0,622 \frac{p''_b}{p - p''_b} - 0,01 \right) c_p t''_p \right]. \quad (4.47)$$

Размерность величин W_k , W_u , G_p и G_b — кг/м³ для газа или кг/кг для жидкого топлива.

Формулы (4.43) — (4.47) позволяют рассчитать основные характеристики теплоутилизационной установки в следующей последовательности:

На основании исходных данных проводят тепловой расчет АПГ; температуру парогазовой смеси на входе в конденсатор t_r' принимают равной температуре насыщения, соответствующей упругости водяного пара над раствором;

задают температуру парогазовой смеси на выходе из конденсатора t_r'' (чем она ниже, тем полнее используется теплота парогазовой смеси); температура нагретого раствора на выходе из конденсатора t_p'' определяется конструкцией конденсатора.

С точки зрения получения высоких коэффициентов теплоотдачи от конденсирующейся парогазовой смеси к протекающему в трубном пучке раствору наиболее эффективным считается конденсатор барботажного типа с погруженными в слой жидкости теплообменными элементами (змеевиками). Вследствие интенсивного перемешивания образовавшейся над полкой конденсатора газожидкостной системы температуру жидкости практически не меняется на высоте слоя.

При достаточной высоте слоя разность температур Δ_1 между жидкостью и уходящим из слоя газом не превышает 2°C . Температура нагретого в трубном пучке раствора теоретически достигает температуры слоя. Практически она принимается более низкой, чтобы движущаяся сила процесса теплопередачи не снижалась до нуля. Разность температур Δ_2 между газожидкостным слоем и раствором на выходе из аппарата зависит от площади теплопередающей поверхности. Чем она больше, тем меньше Δ_2 . Тогда температура раствора может быть выражена в зависимости от температуры уходящей парогазовой смеси

$$t_p'' = t_r'' - \Delta_1 - \Delta_2.$$

Для практических расчетов принимаем $\Delta_2 = 8^\circ\text{C}$. Тогда $t_p'' = t_r'' - 10$.

Заметим, что температура раствора t_p'' может быть повышена в многополочном конденсаторе. Температура уходящего конденсата t_k в однополочном конденсаторе равна $t_{\text{сл}}$.

Для многополочного конденсатора можно принять $t_k = 0,5(t_r' + t_r'')$. Расчет показывает, что погрешность при выборе температуры t_k приводит к отклонению равенства левой и правой частей уравнения (4.44) не более чем на 5 %.

Значение $\Delta t_p = t_p'' - t_p'$ зависит от степени охлаждения раствора в испарителе и лежит в пределах $10 - 25^\circ\text{C}$. Температура воздуха на выходе из испарителя зависит от типа и кон-

струкции испарителя. Для барботажного однополочного испарителя она может на 2°C превышать температуру жидкости в барботажном слое, которая в свою очередь равна температуре раствора t'_p .

Для пленочного (капельного) испарителя, в котором теплообмен осуществляется между поднимающимися вверх воздухом и стекающей вниз пленкой (капельками) температура $t''_в$ зависит от площади активной поверхности жидкости в аппарате. Ориентировочно можно принять $t''_в = t''_p - 10$.

По этим данным определяются W_n , G_p и G_b , позволяющие наряду с расходом топлива и воздуха на горение в АПГ определить энергетические затраты на выпаривание раствора.

В связи с тем, что в испарительной теплоутилизационной установке осуществляется предварительное упаривание исходного раствора, в АПГ поступает раствор с температурой t'_p и концентрацией b_p , превышающей исходные. Эта концентрация рассчитывается с помощью материального баланса смешения раствора в испарителе и смесителе по сухому веществу

$$g_n(S_1 + W_n) + G_p g_p = (G_p + S_1) g_p,$$

где g_n , g_p — концентрация исходного раствора и поступающего в АПГ.

Поэтому расчет АПГ и ИТУ следовало повторить с учетом полученных значений температуры и концентрации раствора.

Незначительное изменение основных характеристик процесса выпаривания в АПГ позволяет отказаться от повторного расчета, учитывающего повышение концентрации подаваемого в АПГ раствора.

На зависимости удельной испарительности воды в АПГ (рис. 4.16, кривая 1) и утилизационной установки

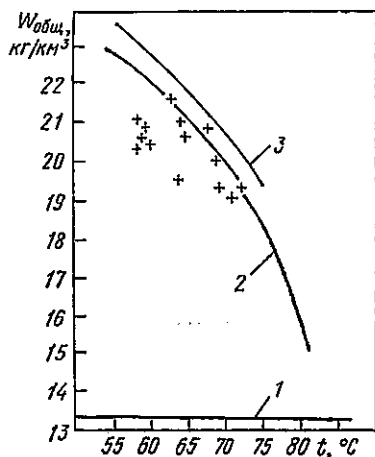


Рис. 4.16. Зависимость удельной испарительности топлива от температуры парогазовой смеси на выходе из конденсатора

1 — АПГ; 2 — утилизатор; 3 — расчетные данные

(рис. 4.16, кривая 2) от температуры парогазовой смеси на выходе из конденсатора точками нанесены результаты экспериментальных исследований, выполненных на опытной установке.

Применение испарительной теплоутилизационной установки позволяет в 1,8 раза уменьшить расход газа на выпаривание. Следует учесть, что применение ИТУ связано с затратами энергии на циркуляцию раствора в циркуляционном контуре испаритель—конденсатор и на подачу воздуха в испаритель. Эти затраты зависят от расходов раствора G_p и воздуха G_v , определяемых уравнениями (4.44) и (4.46).

Мощность двигателя-вентилятора или насоса (для жидкости), кВт, определяется уравнением

$$N = G_p g H / 1000 \eta,$$

где G — объемная производительность, $\text{м}^3/\text{с}$; ρ — плотность подаваемой среды, $\text{кг}/\text{м}^3$; g — ускорение свободного падения ($g = 9,81 \text{ м}/\text{с}^2$); H — напор, развиваемый вентилятором или насосом; η — общий КПД.

Полный напор может быть рассчитан по упрощенному уравнению

$$H = p_n - p_{вс} / \rho g,$$

где p_n и $p_{вс}$ — давление в нагнетательном и на всасывающем трубопроводах, Па.

Выбор двигателя осуществляется с запасом мощности в пределах $(1,1-1,5) N$ на случай его возможной перегрузки при пуске в работу.

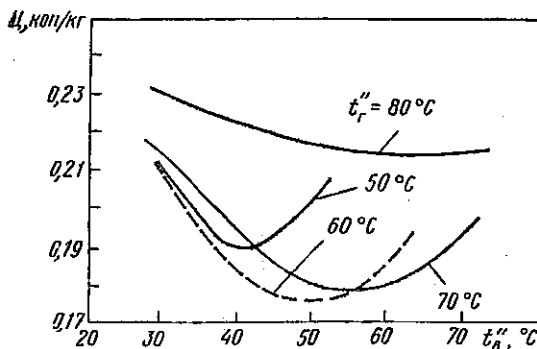


Рис. 4.17. Зависимость стоимости энергии на выпаривание в аппарате с ИТУ от температуры воздуха на выходе из испарителя

Оптимальным режимом принято считать охлаждение парогазовой смеси в конденсаторе до 60°C и нагрев воздуха в испарителе до 50°C (рис. 4.17). При отклонении от этого режима стоимость энергозатрат возрастает. Минимальная стоимость в ценах 1983 г. на выпаривание 1 м^3 стоков примерно составляла 1 руб. 75 коп.; а без утилизатора — 2 руб. 50 коп. Кроме того, применение ИТУ позволяет вернуть в производство 50 % выпаренной воды.

ГЛАВА 5. ОСНОВЫ КОНСТРУИРОВАНИЯ И ТИПОВЫЕ КОНСТРУКЦИИ АППАРАТОВ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

5.1. ТЕПЛОВОЙ РАСЧЕТ АППАРАТОВ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

Решение системы уравнений, описывающих процесс выпаривания раствора в АПГ, позволяет по заданному составу топлива, коэффициенту избытка воздуха, расходу исходного раствора и его концентраций на входе и выходе из аппарата рассчитать основные характеристики процесса выпаривания:

температура выпаривания раствора и уходящей из аппарата парогазовой смеси;

удельный расход поступающего на выпаривание раствора;

расход сжигаемого в погружной горелке топлива (основная величина, необходимая при расчете погружной горелки).

Расчет горелки целесообразно выполнять по методике для обычных горелочных устройств, работающих с противодавлением, т. е. определяется расход продуктов сгорания топлива, их температура на выходе горелки, основные размеры горелки, в том числе и внутренний диаметр выходного патрубка.

Полученные результаты позволяют вычислить безразмерные числа Ar_0 и θ , используемые для нахождения равновесной глубины погружения горелки.

В зависимости от конструкции барботажного устройства равновесная глубина погружения рассчитывается по формулам (3.28), (3.29) или (3.30). Расстояние от выходного патрубка горелки до дна аппарата определяется дальностью струи, рассчитываемой с помощью уравнения (3.1). Внутренний диаметр корпуса аппарата с трубчатым

барботером должен быть больше диаметра барботажной зоны на поверхности жидкости (см. (3.2) и (3.3)).

Для аппаратов с барботажной решеткой минимальный диаметр корпуса рассчитывается по формулам (3.18), (3.19). В случае аппаратов с циркуляционной трубой эквивалентный диаметр канала между циркуляционной трубой и горелкой должен в 1,18—2,5 раза превышать диаметр сопла горелки. При этом скорость газа в циркуляционной трубе составляет 1—2 м/с. Диаметр корпуса АПГ выполняет функцию сепаратора капель жидкости, уносимых из циркуляционной трубы с парогазовой смесью.

Следует отметить, что для всех видов барботажных устройств паровое пространство над жидкостью в аппарате определяется из условий минимального уноса капель жидкости. По данным УкрНИИхиммаш скорость парогазового потока в сепарационном пространстве аппарата не должна превышать 0,5 м/с. В действующих АПГ эта скорость находится в пределах 0,1—0,2 м/с.

5.2. РАСЧЕТ ПОГРУЖНЫХ ГОРЕЛОК

В соответствии со стехеометрическими реакциями горения горючих элементов топлива можно рассчитать теоретический объем сухого воздуха $V_{\text{в}}^0$, м³, необходимый для полного сгорания 1 кг жидкого или 1 м³ газообразного топлива и при коэффициенте избытка воздуха $\alpha=1$ определить теоретические объемы компонентов продуктов сгорания:

азота $V_{\text{N}_2}^0$;

трехатомных газов (CO_2 и SO_2) V_{RO_2} ;

водяных паров $V_{\text{H}_2\text{O}}^0$.

Для всего газообразного топлива значения $V_{\text{в}}^0$, V_{RO_2} , V_{H_2} и $V_{\text{H}_2\text{O}}^0$ приводятся в табл. 5.1. При $\alpha>1$ действительные объемы водяных паров $V_{\text{H}_2\text{O}}$, кислорода V_{O_2} и азота V_{N_2} вычисляются по уравнениям (4.5) и (4.6), (4.13). Действительный объем продуктов сгорания

$$V_{\text{г}} = V_{\text{RO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{N}_2}^0 + (\alpha - 1) V_{\text{в}}^0.$$

Действительный объем подаваемого на горение воздуха

$$V = \alpha V_{\text{в}}^0.$$

Таблица 5.1

Средние составы некоторых природных газов и объемное количество продуктов сгорания при теоретически необходимом количестве воздуха

Месторождение газа	Объемный состав сухого газа, %							$Q_{н.г.}^{\text{с}}$ кДж/м ³	ρ кг/м ³	$V_{\text{г}}^{\text{с}}$ м ³ /м ³	Теоретический объем продуктов сгорания, м ³ /м ³			
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	H ₂ S	CO ₂				N ₂	V _{сух}	V _{H₂O}	V _г
Березовское	95,1	1,1	0,3	—	—	—	0,4	3,0	35400	0,750	9,40	8,43	2,10	10,53
Бугурусланское	76,6	4,5	1,7	0,8	0,6	1,0	0,2	14,5	34000	0,884	9,01	8,25	1,97	10,22
Газлинское	93,0	3,1	0,7	0,6	—	—	0,1	2,5	36850	0,770	9,60	8,45	2,12	10,57
Дашавское	97,9	0,5	0,2	0,1	—	Следы	0,1	1,2	35600	0,73	9,48	8,50	2,14	10,64
Курдюмское	92,2	0,8	—	0,1	—	»	—	6,9	33600	0,759	8,93	8,07	2,02	10,09
Мелитопольское	97,8	—	0,1	0,1	—	»	0,2	1,8	35000	0,729	9,35	8,39	2,11	10,50
Саратовское	94,0	1,2	0,7	0,4	0,2	»	0,2	3,3	35800	0,765	9,51	8,56	2,13	10,9
Ставропольское	98,0	0,4	0,2	—	—	»	0,1	1,3	35500	0,790	9,45	8,48	2,13	10,61
Ухтинское	88,0	1,9	0,2	0,3	—	»	0,3	9,3	33150	0,789	8,83	8,01	1,98	9,99
Шебалинское	89,9	3,1	0,9	0,4	—	»	0,3	5,2	35400	0,790	9,40	8,49	2,10	10,59

Примечание. $Q_{\text{н}}^{\text{с}}$ — низшая теплота сгорания сухого газа; ρ — плотность сухого газа; $V_{\text{г}}$ — теоретический расход воздуха; $V_{\text{сух}}$, $V_{\text{H}_2\text{O}}$ — объем сухих газов и водяных паров; $V_{\text{г}}$ — суммарный объем газов.

Адиабатная (калориметрическая) температура горения топлива определяется из теплового баланса адиабатного процесса горения 1 кг (1 м³) топлива

$$\Phi = (Q_{н}^p + H_T + H_B) / V_T c_T,$$

где $Q_{н}^p$ — теплота сгорания топлива; H_T и H_B — энтальпии топлива и поступающего на горение воздуха; c_T — объемная теплоемкость продуктов сгорания.

Величина $V_T c_T \Phi$ представляет собой энтальпию продуктов сгорания топлива H_T , отнесенную к единице количества топлива. Расчет энтальпии продуктов сгорания унифицирован для всех типов горелочных устройств и ведется по формуле (4.24).

Адиабатную температуру удобно вычислять с помощью H, Φ -диаграммы, представляющей зависимость энтальпии продуктов сгорания H_T от их температуры Φ при заданном коэффициенте избытка воздуха α . Откладывая на H, Φ -диаграмме значение $H_T = Q_{н}^p + H_T + H_B$ [38], находим соответствующую адиабатную температуру Φ (значениями H_T и H_B можно пренебречь). Действительная температура сгорания отличается от адиабатной за счет теплоты диссоциации продуктов сгорания, химического недожога и потерь теплоты через стенки камеры сгорания. Эти потери учитываются общим коэффициентом потерь $\eta = 0,9$.

Конструктивный расчет погружной газовой горелки заключается в определении размеров камеры сгорания и газораспределительного устройства. Существенной расчетной характеристикой камеры сгорания принято считать среднюю скорость воздуха внутри камеры сгорания ω_B . Рассчитывается ω_B по всей площади сечения пламенной трубы F и объемному расходу газа, приведенному к его параметрам на входе в трубу, т. е.

$$\omega_B = V/F.$$

Для большинства существующих камер сгорания $\omega_B = 10\text{--}20$ м/с. Минимальная длина камеры сгорания L принимается равной двум-трем ее диаметрам. Полученные размеры проверяются по теплонапряженности рабочего объема

$$q_V = Q_{н}^p G_T / FL,$$

где G_T — секундный расход топлива.

Допустимая теплонапряженность q_V , кВт/м³ для металлических камер сгорания:

на жидком и газообразном топливе	≤ 6000
футерованные огнеупорным материалом	
шамот	< 7000
корунд	< 14000

При расчетах диаметров трубопроводов газа и воздуха рекомендуются следующие средние скорости, м/с

газ 5—10
воздух 10—25

Для воздухоохлаждаемых камер сгорания диаметры наружного и промежуточного кожухов определяются по скорости воздуха в межтрубном пространстве, которая лежит в пределах 20—30 м/с (увеличение ее приводит к росту аэродинамического сопротивления горелки).

Диффузионные горелки с трубчатыми стабилизаторами пламени вычисляются по средней скорости воздуха в свободном сечении между газораспределительными трубами (выбирается в пределах 20—30 м/с). Превышение этой скорости вызывает шум во время работы горелки.

Как показали эксперименты, наилучшая стабилизация получается при:

наружный диаметр трубок 15—25 мм;
диаметр газовых отверстий $d_r = 2-3$ мм;
шаг между отверстиями $(4-8)d_r$;
рекомендуемая скорость истечения газа из отверстий $w_r = 60-100$ м/с.

Число отверстий во всех трубках определится выражением

$$n = G_r / w_r \pi d_r^2.$$

В газовых горелках с предварительным смешением газа и воздуха (рис. 5.1) интенсификация процесса обеспечивается подачей газа тонкими струями со скоростью 100 м/с в объем воздуха, имеющего скорость 15—40 м/с. Дальнейшая интенсификация достигается турбулизацией газозоудного потока в лопаточном завихрителе. Отношение площади сечения камеры смешения к площади сечения камеры сгорания принимается равным 2,5—3. Чтобы исключить проскок пламени в камеру смешения скорость газозоудной смеси принимается не ниже 20—30 м/с. Глубина проникновения газовых струй в воздушный поток может быть определена по формуле

$$h = d_r \frac{k_s w_r}{\eta w_B} \sqrt{\rho_r / \rho_B},$$

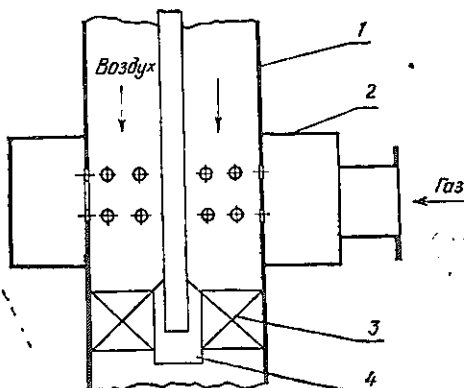


Рис. 5.1. Газовоздушный смеситель газовой горелки с предварительным смешением

1 — камера смешения; 2 — газовый коллектор; 3 — завихритель; 4 — электрозапальник

где h — дальнобойность струи, м; d_r — диаметр газового отверстия, м; w_r , w_b — скорость газа в отверстии и воздушного потока, м/с; k_s — коэффициент, зависящий от относительного шага между отверстиями, ориентировочно $k_s=1,6$; ρ_r и ρ_b — плотности газа и воздуха при данных условиях; η — коэффициент, учитывающий соотношение массовых расходов газозвушной смеси воздуха,

$$\eta = (V_b \rho_b + G_r \rho_r) / V_b \rho_b.$$

Здесь G_r и V_b — расходы газа и воздуха, м³/с.

Диаметр выхлопного патрубка горелки вычисляется по формуле

$$d_0 = \sqrt{\frac{4V_r G_r (273 + \theta)}{\pi w_0 273}},$$

где w_0 — скорость газа на выходе из горелки (составляет 60—100 м/с).

5.3. БРЫЗГОУНОС И КАПЛЕУЛАВЛИВАНИЕ

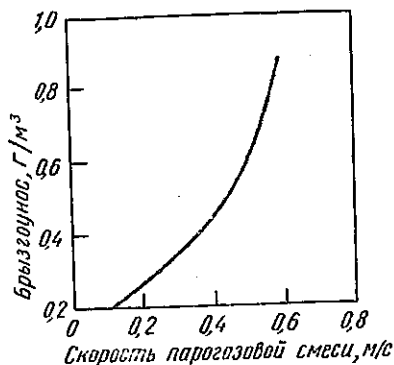
Существенным недостатком большинства АПГ считается большой унос с парогазовой смесью капель выпариваемого раствора, т. е. брызгоунос, вследствие чего концентрация

вредных веществ в парогазовой смеси может превысить предельно допустимые нормы. Степень брызгоуноса зависит от физико-химических свойств жидкости, скорости парогазовой смеси, высоты сепарационного пространства, конструкций барботирующих устройств.

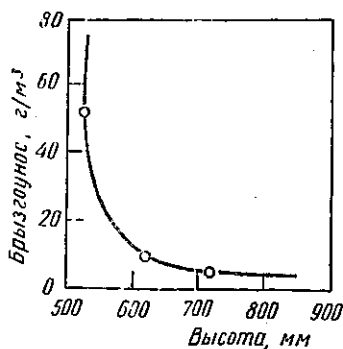
Образование капель основано на разрушении пузырьков, всплывающих на поверхность жидкости, а также разрыве пленок пенообразующей массы под действием газовых струй.

В качестве примера рассмотрим изменение количества уносимого сухого вещества в 1 м^3 парогазовой смеси в зависимости от приведенной скорости парогазовой смеси при выпаривании в аппарате водного раствора хлористого натрия (рис. 5.2 а). Данные получены при солесодержании раствора 300 кг/м^3 . Увеличение концентрации выпариваемого раствора привело к возрастанию содержания сухих веществ в парогазовой смеси.

При постоянной скорости смеси на унос капель раствора влияет высота парогазового пространства аппарата (рис. 5.2 б). Допустимая скорость парогазовой смеси и высота парогазового пространства взаимосвязаны: чем больше высота, тем выше допустимая скорость и наоборот. Однако при достижении определенной высоты парогазового пространства дальнейшее ее увеличение не улучшает сепарацию смеси. Из аппарата будут уноситься наиболее мелкие капли, скорость витания которых приближается к скорости парогазовой смеси (так называемый транспортируемый унос).



а)



б)

Рис. 5.2. Зависимость брызгоуноса от скорости парогазовой смеси (а) и высоты сепарационного пространства (б)

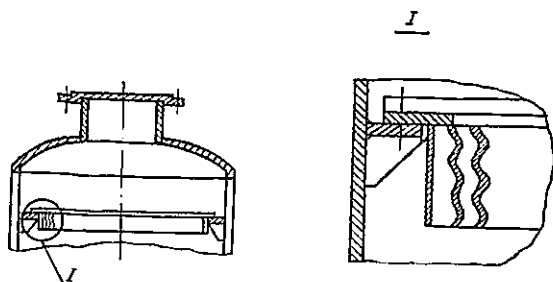
В соответствии с полученными данными высота сепарационного пространства не должна быть меньше 1000 мм. Значительно труднее дать точные рекомендации по выбору скорости парогазовой смеси в аппарате. Согласно некоторым данным для промышленных аппаратов тепловой мощностью около 1 МВт она составляет 0,1—0,25 м/с. УкрНИИхиммаш в расчетах принимает эту скорость 0,5 м/с, в рекомендуемой группе унифицированных аппаратов для аппаратов тепловой мощностью более 10 МВт она достигает 2,5 м/с, что связано с необходимостью сохранять сравнительно малые габаритные размеры аппаратов. Такая тенденция вполне оправдана, так как диаметр корпуса АПГ обычно значительно превышает минимальные размеры, определяемые условиями теплообмена между продуктами сгорания топлива и жидкостью. Поэтому при проектировании установок с мощными аппаратами необходимо значительное внимание уделить выбору брызгоулавливающих устройств.

Выпаривание пенящихся жидкостей должно проводиться при скоростях парогазовой смеси менее 0,5 м/с. Установлено, что увеличение концентрации раствора снижает склонность к пенообразованию, поэтому такие растворы следует обрабатывать при высокой концентрации. Эффективное средство уменьшения пенообразования — применение специальных пеногасителей.

В целях ограничения образования крупных капель стекающая с отбойника жидкость не должна попадать в зону высоких скоростей парогазовой смеси. Сам отбойник следует располагать ближе к уровню жидкости, так как падение жидкости с большой высоты приводит к образованию крупных капель и брызг.

Значительное повышение уноса обуславливается работой горелки с пульсациями, что чаще всего происходит при очень большой глубине погружения или малой скорости истечения продуктов сгорания из сопла (до 70 м/с). Чрезмерно малая глубина погружения горелки вызывает прорывы газовых струй.

Для сепарации уносимых из аппарата капель раствора рекомендуют использовать инерционные, циклонные и поверхностные брызгоуловители [39]. Получивший широкое распространение в АПГ жалюзийный брызгоуловитель (рис. 5.3) устанавливается внутри корпуса аппарата перед патрубком выхода парогазовой смеси. Опыт эксплуатации показывает, что при выпаривании концентрированных солесодержа-



щих растворов уносимые капли подсыхают и оседают на поверхностях брызгоуловителей и трубопроводов, засоряя их. В таких случаях целесообразно применять мокрую очистку парогазовой смеси поступающим на выпаривание исходным раствором.

Эффективным аппаратом мокрой очистки служит скоростной газопромыватель (скруббер Вентури) в сочетании с установленным за ним центробежным циклоном (рис. 5.4). Так, при выпаривании раствора минеральных солей с концентрацией 600 кг/м^3 содержание солей в парогазовой смеси

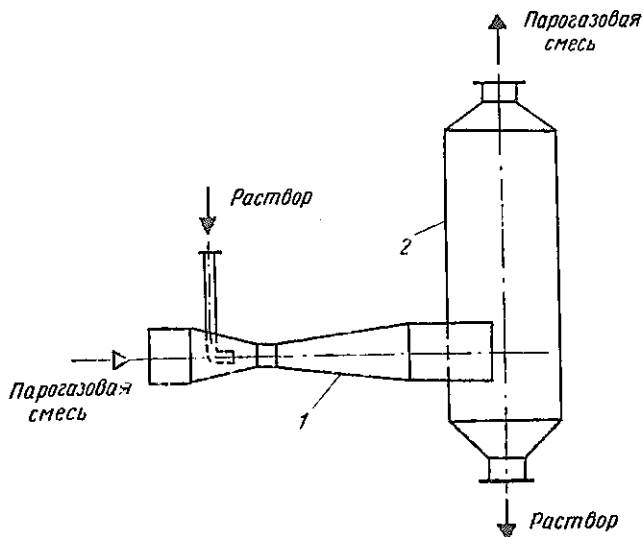


Рис. 5.4. Скруббер Вентури с выносным каплеуловителем

1 — труба-распылитель; 2 — циклон-каплеуловитель

до узла очистки составляло до 10 г/кг, после узла оно снизилось до 0,2—0,5 г/кг. Гидравлическое сопротивление такого аппарата составляет 3000—5000 Па (зависит как от удельного орошения потока газовой смеси жидкостью, так и самой конфигурации трубы). Увеличение удельного орошения улучшает каплеулавливание, однако при этом растет гидравлическое сопротивление. Оптимальное удельное орошение лежит в пределах $(0,2—0,7) \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$ жидкости на 1 м^3 парогазовой смеси.

Существуют оптимальные соотношения размеров трубы Вентури:

угол сужения конфузора $\alpha_1 = 15—28^\circ$;
угол расширения диффузора $\alpha_2 = 6—8^\circ$;
длина горловины должна равняться 0,15 ее диаметра.

Скорость газа:

на входе и выходе из трубы Вентури лежат в пределах 18—20 м/с;

в горловине 50—80 м/с.

Важное значение для работы скруббера Вентури имеет обеспечение полного перекрытия сечения горловины орошающей жидкостью.

5.4. КОНСТРУКЦИИ АППАРАТОВ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

Аппарат с погружной горелкой туннельного типа (рис. 5.5) состоит из стального корпуса с плоской крышкой и конусным днищем. Туннельная горелка расположена в центральной части сосуда и закреплена на крышке так, чтобы ее нижняя часть была погружена в жидкость на 300—500 мм.

В связи с тем, что АПГ работает непрерывно, подачу исходного раствора ведут так, чтобы уровень жидкости в сосуде оставался постоянным (его устанавливают с помощью сливной трубы или бокового штуцера для непрерывного удаления концентрированного раствора).

Однородные растворы кислот или сточные воды концентрируются с помощью выпарных аппаратов, производительность которых определяется теплопроизводительностью погружной горелки в пределах 1—10 МВт. Для защиты аппарата от коррозионного разрушения корпус внутри футеруют кислотостойкими материалами (диабазовой или керамической плиткой), а корпус погружной горелки отливают из кислотостойкого чугуна.

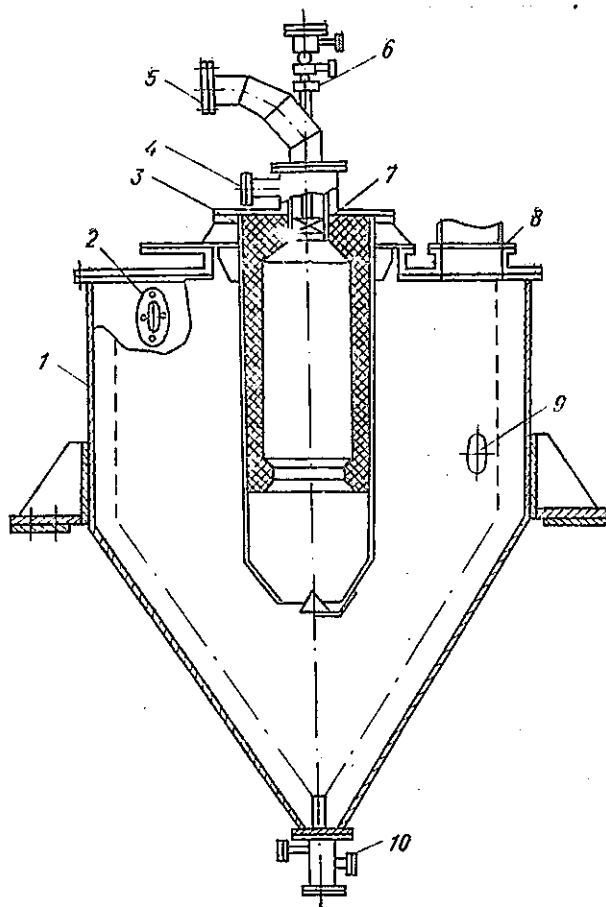


Рис. 5.5. Аппарат с погружной горелкой туннельного типа

1 — корпус; 2 — штуцер для подачи исходного раствора; 3 — погружная горелка; 4 — труба для подачи природного газа; 5 — труба для подачи воздуха; 6 — запальник с прибором погасания пламени; 7 — завихритель; 8 — штуцер для выхода парогазовой смеси; 9 — штуцер для слива раствора; 10 — штуцер для дренажа

Аппарат с погружной горелкой и барботажной решеткой, расположенной на выходе продуктов сгорания (рис. 5.6) разработан институтом Ленгитрохим [40] для выпаривания растворов минеральных солей. Теплопроизводительность аппарата 8—10 МВт. Погружная горелка имеет кожух для по-

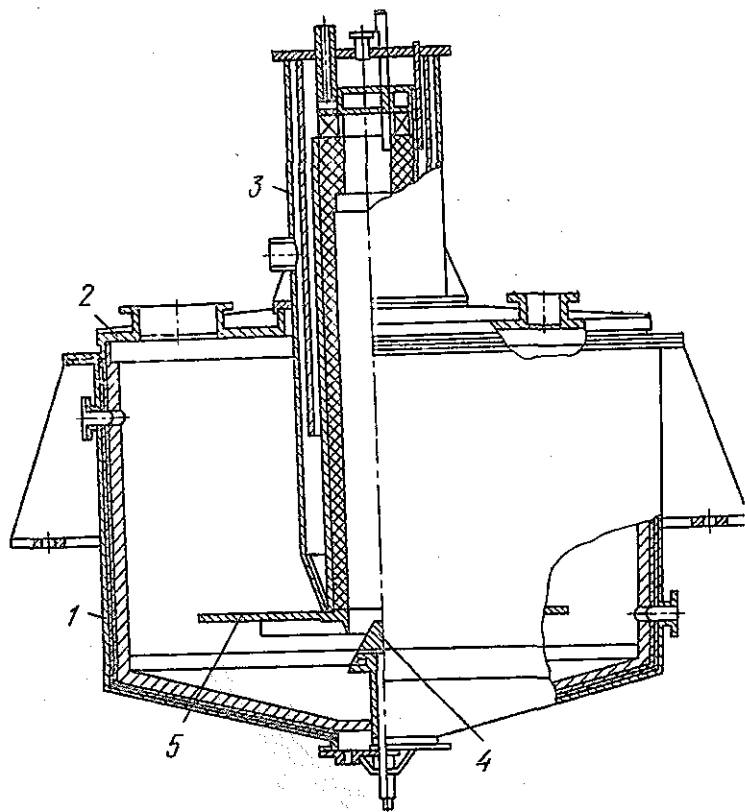


Рис. 5.6. Аппарат с погружной горелкой и барботажной решеткой
 1 — корпус с коррозионно-стойкой футеровкой; 2 — крышка; 3 — погружная горелка; 4 — газораспределительный конус; 5 — барботажная решетка

догрева воздуха, поступающего в камеру смешения и последующего сжигания природного газа. Подогревательное устройство воздуха уменьшает теплотери и улучшает работу погружной горелки, но вызывает дополнительное сопротивление и повышает расход электроэнергии на турбокомпрессоре.

Погружная горелка размещается в центральной части аппарата с таким расчетом, чтобы барботажная решетка занимала около половины диаметра сосуда. В этом случае дымовые газы направляются под решетку и, прорываясь через отверстия, создают в растворе широкую зону барботаж.

При выпаривании концентрированных растворов возможно осаждение солей и твердых частиц на кромках сопла и на стенках самой решетки. Барботажное устройство в виде решетки обеспечивает равномерное распределение газовых пузырьков в растворе и повышает интенсивность испарения. Корпус аппарата имеет внутри коррозионностойкую защиту, а корпус погружной горелки выполнен из легированной стали.

Аппарат с погружной горелкой, расположенной в циркуляционной трубе (рис. 5.7) разработан УкрНИИхиммашем [41] для выпаривания растворов серной кислоты, однако в последнее время применяется для выпаривания промышленных сточных вод.

Конструктивная особенность: погружная горелка, расположенная в циркуляционной трубе, выполняет роль эрлифтного устройства и работает на природном газе, поступающем с воздухом в камеру смешения, а затем через завихритель — в камеру сгорания.

При выходе продуктов сгорания из сопла горелки происходит дробление газового потока на пузырьки, которые, всплывая в жидкости, увлекают ее по кольцевому пространству и выбрасывают через окна циркуляционной трубы. В результате эрлифтирования жидкости в нижней части циркуляционной трубы происходит всасывание жидкости. Таким образом, вследствие разности гидростатических давлений в аппарате и внутри циркуляционной трубы имеет место интенсивная циркуляция жидкости. При соприкосновении дымовых газов с жидкостью начинается процесс интенсивного испарения. При этом газы, уходящие из аппарата, обладают высоким влагосодержанием.

Образовавшаяся парогазовая смесь проходит сепарационное устройство жалюзийного типа, в котором достигается ее очистка от капель, увлекаемых газовым потоком. Непрерывное выпаривание сточных вод обеспечивается устройством, расположенным на питающем трубопроводе для автоматического регулирования подачи в зависимости от уровня жидкости.

Полученный концентрированный раствор удаляется с помощью вставного патрубка через боковой штуцер. Для периодической чистки и промывки аппарата в днище предусмотрен автоматический спускной клапан. Учитывая колебания уровня жидкости в процессе работы погружной горелки и отбора концентрированного раствора, рекомендуется при-

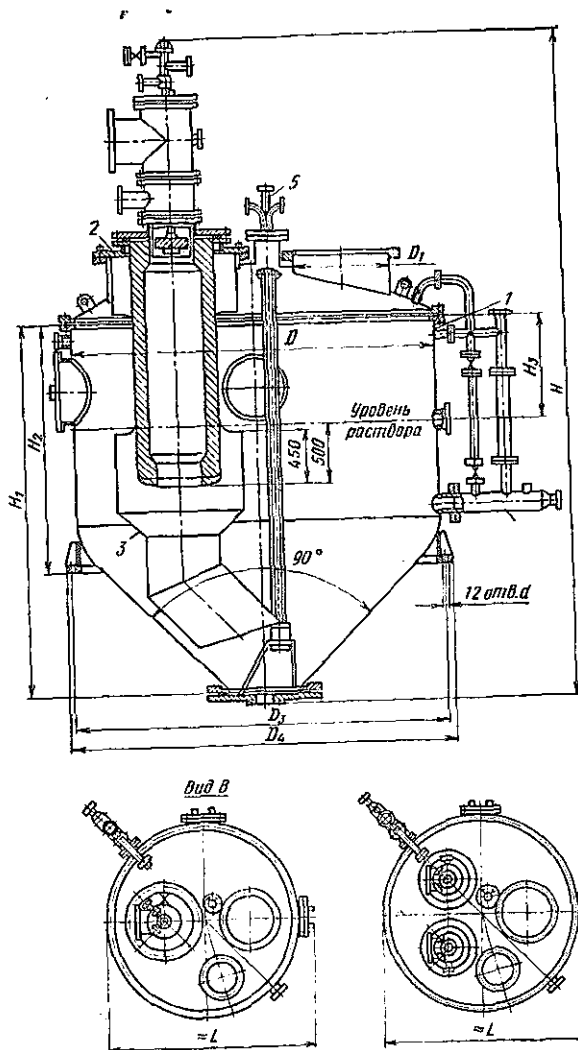


Рис. 5.7. Аппарат с погружной горелкой в циркуляционной трубе
 1 — корпус; 2 — погружная горелка; 3 — циркуляционная труба; 4 — устройство для регулирования уровня; 5 — эрлифт

нимать глубину погружения горелки от торца барботажного сопла до поверхности жидкости 400—500 мм.

Для выпаривания растворов кислот аппараты изготавлиются в коррозионно-стойком исполнении.

Параметры и основные размеры аппаратов с погружными горелками, расположенными внутри сосуда, приведены в табл. 5.2.

Аппарат с погружной горелкой, расположенной в выносном циркуляционном контуре (рис. 5.8) разработан УкрНИИ-химмашем для выпаривания однородных растворов или сточных вод с небольшим содержанием минеральных солей. Аппарат изготавливают из углеродистой стали (ОСТ 26-01-74—78, рабочая тепловая мощность 0,4—10 МВт), но при необходимости внутренние поверхности могут иметь коррозионно-стойкую защиту. Параметры выпарных аппаратов с погружными горелками, расположенными в выносном циркуляционном контуре, указаны в табл. 5.3.

Таблица 5.2

Параметры и основные размеры аппаратов с погружными горелками, расположенными внутри сосуда

Тепловая мощность МВт	Производительность по выпаренной воде, кг/ч	Тепловая мощность горелки, МВт, при числе горелок в аппарате, шт.			Основные размеры, мм		Масса аппарата, кг
		1	2	3	Диаметр аппарата	Общая высота	
1,00	1150	1,00	—	—	1800	5200	3100
1,60	1830	1,60	—	—	2200	5500	3900
2,50	2870	2,50	—	—	2600	6000	4700
4,00	4590	4,00	—	—	3000	6800	6800
5,00	5730	5,00	—	—	3200	7200	7700
6,30	7220	6,3	—	—	3600	7500	10200
8,00	9170	8,00	4,00	—	3800	8000	12500
10,00	11460	10,00	5,00	—	3800	8000	13000
12,5	14330	—	6,30	4,0	3400	7400	17000
16,0	18340	—	8,00	5,0	3600	7500	20300
20,0	22930	—	10,00	6,3	3600	7500	21500
25,0	28660	—	—	8,0	3600	7500	22400

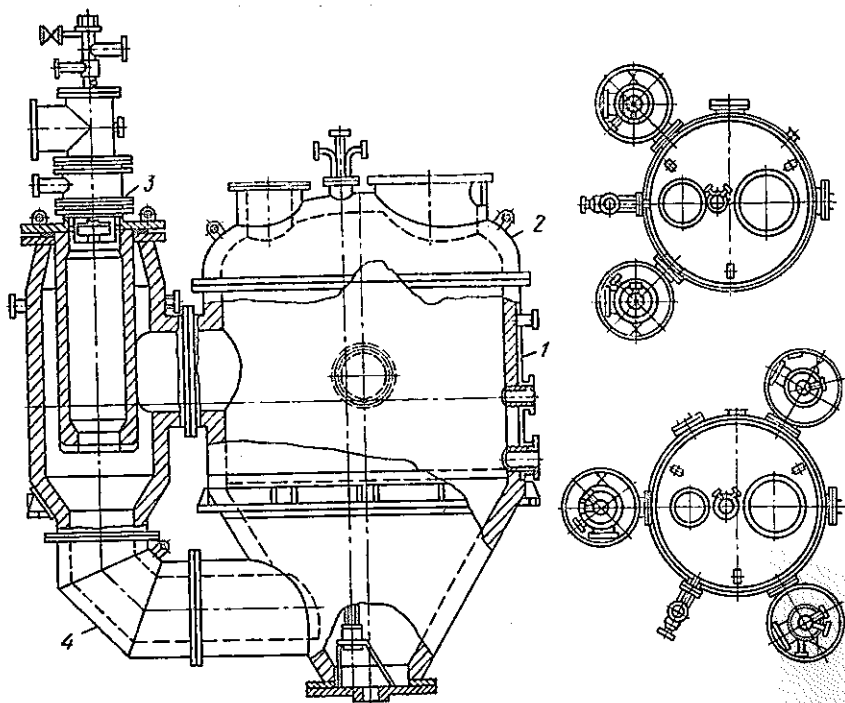


Рис. 5.8. Аппарат с погружной горелкой в выносном циркуляционном контуре

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — погружная горелка; 4 — циркуляционная труба

Таблица 5.3

Параметры выпарных аппаратов с погружными горелками, расположенными в циркуляционном контуре

Тепловая мощность аппарата, МВт		Производительность аппарата по выпаренной воде, кг/ч	
Номинальная	Рабочая	Номинальная	Рабочая
0,63	0,4—0,8	750	500—1000
1,60	0,8—2	1950	1000—2500
4,00	2—5	4900	2500—6100
8,00	5—10	9800	6100—12 200

Погружная горелка, работающая на природном газе, отличается простотой устройства. Давление природного газа перед горелкой должно быть не менее 0,05 МПа, а давление воздуха, поступающего в горелку, — не менее 0,025 МПа.

В зависимости от тепловой мощности АПГ используют одну или две погружные горелки, расположенные в самостоятельных циркуляционных контурах, присоединенных к основному корпусу (рис. 5.9).

Достоинство АПГ данной конструкции заключается в том, что высокая интенсивность испарения растворов достигается при сравнительно малых габаритных размерах аппарата

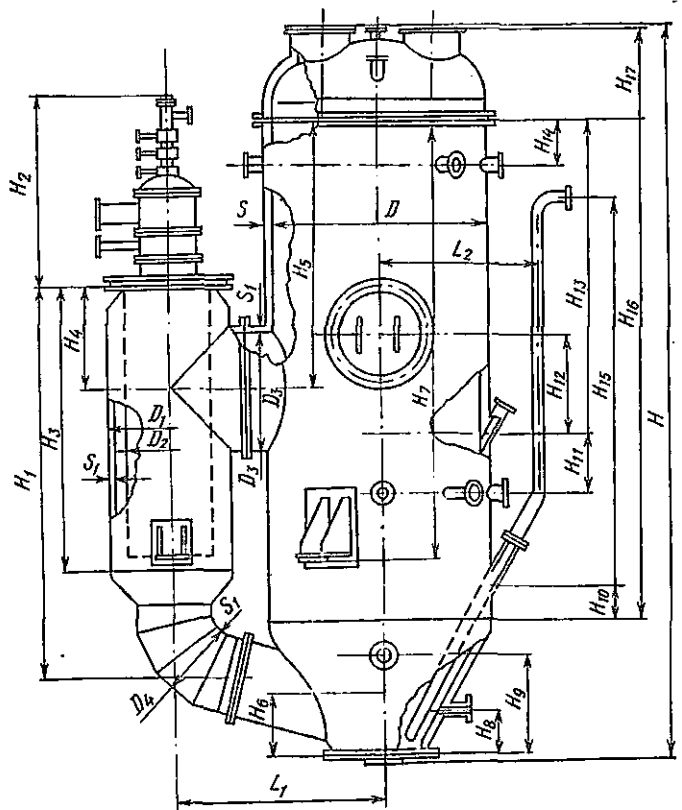


Рис. 5.9. Аппарат с погружной горелкой в циркуляционном контуре более совершенной конструкции

(табл. 5.4), оптимальная производительность характеризуется 1—12 т/ч по исходному раствору.

Таблица 5.4

Основные размеры выпарных аппаратов с погружными горелками (ОСТ 26—01—74—84), мм

Тепловая мощность аппарата, МВт	D	D_1	D_2	D_3	D_4	D_5	D_6	D_7	H	H_1
0,63	1200	800	680	700	500	400	840	1020	5900	2015
1,60	1800	1000	880	1000	600	900	1130	1360	6150	2525
4,00	2600	1400	1280	1200	900	1020	1550	1900	7085	3300
8,00	3400	1600	1480	1400	1000	1400	2200	1950	7640	3910

Продолжение табл. 5.4

Тепловая мощность аппарата, МВт	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	H_8	H_9	H_{10}	H_{11}
0,63	1190	1250	560	2600	900	3250	200	400	400	625
1,60	1375	1600	700	2605	500	3400	220	500	400	625
4,00	1470	2000	1000	2510	780	3350	200	800	400	625
8,00	1940	2300	1070	2355	900	3350	200	1300	430	600

Продолжение табл. 5.4

Тепловая мощность аппарата, МВт	H_{12}	H_{13}	H_{14}	H_{15}	H_{16}	H_{17}	H_{18}	α	L_1
0,63	650	2850	300	2500	4500	700	1535	2700	1400
1,60	650	2975	300	1900	4000	900	1370	3680	1800
4,00	650	3000	300	1850	4000	1145	1805	4960	2400
8,00	650	2945	300	1400	3600	1340	1660	5900	2900

Тепловая мощность аппарата, МВт	L_2	L_3	L_4	L_5	B	δ	δ_1	Масса кг
0,63	960	350	1554	1674	2230	6	6	3545
1,60	1260	450	2305	2435	2820	6	6	5290
4,00	1660	600	3454	3584	3500	8	8	10 135
8,00	2060	700	4264	4394	4435	10	8	17 600

Аппараты погружного горения эрлифтного типа (рис. 5.10) предназначены для выпаривания промышленных сточных вод, склонных к пенообразованию. Принцип работы состоит в том, что погружная горелка, расположенная в корпусе аппарата, образует кольцевое пространство между стенками горелки и аппарата. Вследствие стесненности этого пространства и выброса дымовых газов, жидкость в аппарате будет подниматься и испаряться за один проход по кольцевому сечению.

В верхней части аппарата располагается сепараторный сосуд, где упаренный раствор отделяется от парогазовой фазы и удаляется по наклонному днищу через сливной штуцер в сосуд готовой продукции. Для разрушения пены и улавливания капель раствора вокруг корпуса аппарата расположен цилиндрический отражатель, создающий лабиринтный проход для жидкости и парогазовой смеси, удаляемой через штуцер, расположенный на крышке аппарата.

Жидкость, поступающая через нижний штуцер, регулируется с помощью расходомеров так, чтобы за один проход по эрлифтному сечению она нагревалась до равновесной температуры испарения. Выпаривание сточных вод протекает в пределах оптимального режима барботажа дымовых газов и гидродинамических условий эрлифтирования.

Конструкция АПГ эрлифтного типа выгодно отличается от емкостных АПГ тем, что вспенивание жидкости протекает в малом объеме, а при всплытии пена легко разрушается при ударе потока об отражательную стенку.

В обычных АПГ при барботаже дымовых газов в жидкости образуется пена во всем парогазовом пространстве и тем самым препятствует выходу из аппарата парогазовой смеси.

Выпарной АПГ эрлифтного типа для обезвреживания промышленных сточных вод разработан МЭИ совместно с отра-

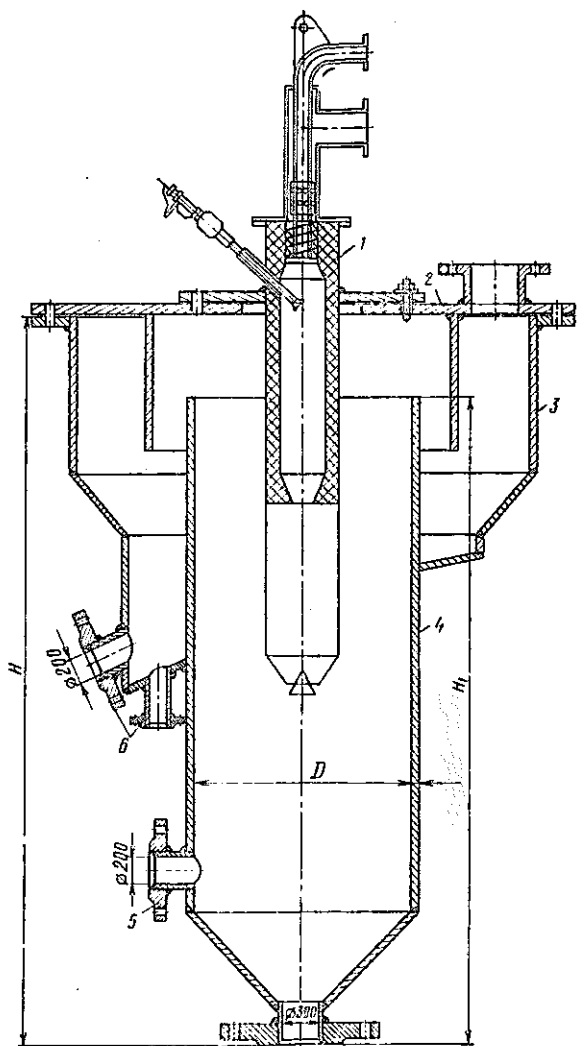


Рис. 5.10. Аппарат погружного горения эрлифтного типа

1 — погружная горелка; 2 — крышка; 3 — сепараторный сосуд; 4 — корпус; 5, 6 — штуцеры для подачи исходного и удаления упаренного растворов

слевым институтом лакокрасочной промышленности (ГИПИ ЛКП). Практика показала, что сточные воды, полученные после промывки металлической тары из-под различных лаков и красок, весьма загрязнены механическими примесями и очистка их традиционными методами невозможна. Обезвреживание этих сточных вод, содержащих термически нестойкие вещества при контакте с дымовыми газами, сопровождается выделением токсичных продуктов, способных загрязнять атмосферу при удалении их из аппарата. Эксперименты показали, что разбавив дымовые газы холодным воздухом до 750—800 °С, резко снижают термическое разложение органических веществ. Это приводит к исчезновению зловонного запаха.

Концентрат — кубовый остаток из аппарата непрерывно выгружается и направляется на переработку с целью выделения утилизируемых продуктов.

Изготовленный из обычной углеродистой стали АПГ эрлифтного типа может непрерывно работать без капитального ремонта в течение четырех лет.

5.5. ПОГРУЖНЫЕ ГОРЕЛКИ

Газовые погружные горелки — основная деталь АПГ.

По трубе 3 поступает природный газ, который через отверстия наконечника 6 в виде струи попадает в камеру смешения 5 (рис. 5.11а). Воздух через штуцер 4 поступает в камеру, смешивается с газом, а затем полученная смесь направляется в камеру сгорания 2. В зависимости от условий смешения газообразного топлива с воздухом можно получить различные результаты процесса горения.

При недостатке воздуха будет наблюдаться неполное сгорание топлива с образованием сажи. Стехиометрический состав смеси в горелке вызывает светящееся пламя. При избытке воздуха ($\alpha=1,1-1,2$) устанавливается равномерное горение топлива с образованием продуктов сгорания, состоящих из диоксида углерода, водяных паров, избыточного кислорода и азота.

Камера сгорания внутри футеруется огнеупорным материалом в виде шамотных колец на огнеупорной глине. Для зажигания горючей смеси имеется электрозапальник. На выходе из сопла установлен рассекатель для повышения скорости истечения дымовых газов. Чем выше скорость выхода дымовых газов из погружной горелки, тем более интенсивно

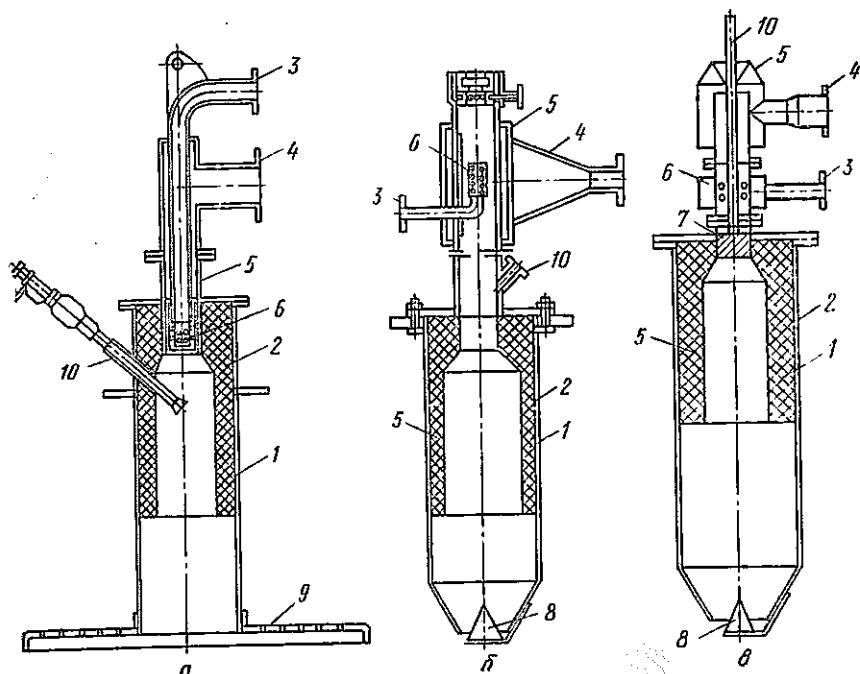


Рис. 5.11. Погружные горелки на природном газе

а — с решетчатым барботером; *б* — с тангенциальным подводом воздуха; *в* — с завихрителем;
 1 — корпус; 2 — камера сгорания; 3 — труба для подачи газа; 4 — труба для подачи воздуха; 5 — смешительная камера; 6 — перфорированный наконечник для газа; 7 — завихритель; 8 — распределитель дымовых газов; 9 — барботажная решетка; 10 — запальник.

протекает диспергирование газового потока на пузырьки в нагреваемой жидкости. С этой целью рассекатели заменяют барботажными решетками 7.

Аналогично устроена погружная горелка (рис. 5.11 б), особенность которой заключается в тангенциальном подводе воздуха в смешительную камеру. Это повышает степень смешения за счет интенсивной закрутки потока и более полного сжигания смеси в камере сгорания.

Погружная горелка, разработанная УкрНИИхиммашем, широко используется в АПГ для выпаривания растворов (рис. 5.11 в). Горелка отличается более совершенным устрой-

ством камеры смешения природного газа с воздухом. На входе в камеру сгорания имеется завихритель. Высокие скорости горючей смеси в кратере горелки исключают проникновение огня в камеру смешения и улучшают процесс сгорания газообразного топлива. Огнеупорная футеровка, выполненная из корундовых колец, обеспечивает в камере высокую температуру и одновременно предохраняет металлический корпус горелки от термического воздействия дымовых газов.

Следует отметить, что огнеупорная футеровка во всех газовых горелках располагается выше уровня их погружения в жидкость. Это исключает возможность попадания жидкости на раскаленную футеровку в период останова аппарата. Уровень жидкости не должен доходить до огнеупорной футеровки на 75—200 мм.

Каждая погружная горелка оснащается приборами погасания пламени и расходомерами с автоматическим управлением.

Тепловая мощность погружных горелок определяется расходом газообразного топлива и рассчитывается по формуле

$$Q = B Q_{н}^p,$$

где B — расход газообразного топлива, $\text{м}^3/\text{ч}$; $Q_{н}^p$ — низшая теплота сгорания топлива, $\text{кДж}/\text{м}^3$. Температура дымовых газов на выходе из погружной горелки 1500—1700 °С, а тепловое напряжение в камере сгорания не должно превышать

$$q = Q / V_{\text{кс}} \leq 25 \cdot 10^6, \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}),$$

где Q — тепловая мощность горелки, $\text{кДж}/\text{ч}$; $V_{\text{кс}}$ — объем камеры сгорания в зоне огнеупорной футеровки, м^3 .

В практике конструирования АПГ имеются другие конструкции погружных горелок, однако для выпаривания сточных вод сложного химического состава можно рекомендовать погружную горелку УкрНИИХиммаша (рис. 5.12), размеры которой приведены в табл. 5.5.

Погружные горелки для сжигания жидкого топлива проектируют, как правило, с выносной камерой сгорания (рис. 5.13 а), расположенной над крышкой выпарного АПГ. В этом случае дымовые газы из камеры сгорания выводятся по барботажной трубе, погруженной в жидкость для создания условий тепло- и массообмена. Такое конструктивное решение позволяет создать вне аппарата камеру сгорания большого объема для достижения полного сжигания жидкого топлива, распыляемого с помощью форсунки.

Рис. 5.12. Погружная горелка (УкрНИИХиммаш)

1—3 — камеры сгорания, газовая, воздушная; 4 — электродзапальник

Камера сгорания состоит из двух конусообразных частей, соединенных своими основаниями при помощи фланцев и болтов. Такая конструкция позволяет легко выполнить огнеупорную футеровку с отверстиями — фурмами для прохода воздуха. Снаружи камера сгорания имеет цилиндрический кожух со штуцерами для подачи основного и вторичного воздуха. Форсунка для жидкого топлива располагается сверху таким образом, чтобы факел распыла занимал весь объем камеры и капли жидкого топлива не осаждались на стенках футеровки.

В нижней части камеры также имеются отверстия для подачи вторичного воздуха навстречу падающим каплям топлива. Это обеспечивает их полноту сгорания во взвешенном состоянии.

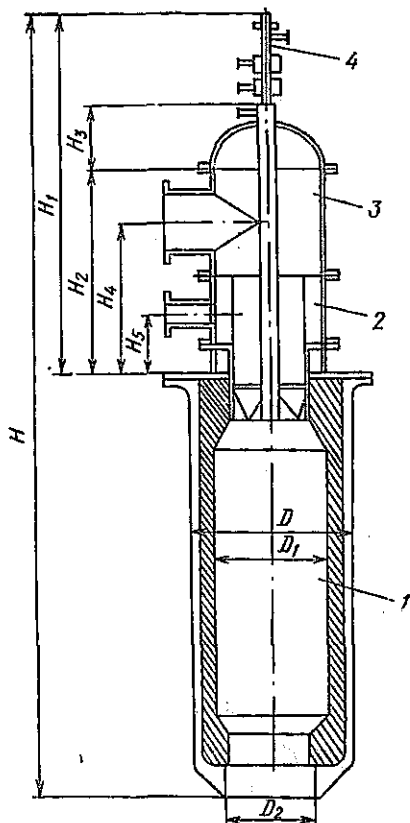


Таблица 5.5

Основные размеры погружной горелки (ОСТ 26—01—74—84)

Тепловая мощность горелки, МВт	D	D_1	D_2	D_3	D_4	D_5	D_6	D_7	D_8	D_9	D_{10}	H
0,63	560	360	260	200	158,0	138	141,8	142,3	154	158	170	2445
1,60	660	400	260	250	190,5	170	174,0	174,3	186	190	210	2990
4,00	860	540	410	325	265,6	240	244,0	244,5	256	265	285	3470
8,00	1060	740	550	500	332,5	305	309,0	310,0	321	331	352	4225

Тепловая мощность горелки, МВт	H_1	H_2	H_3	H_4	H_5	H_6	H_7	n	L	B	Масса, кг
0,63	1190	525	180	385	170	70	25	16	935	925	860
1,63	1375	680	210	505	215	94	35	24	1150	1130	1420
4,00	1470	780	210	550	215	125	45	24	1300	1290	3285
8,00	1960	1144	320	895	275	152	60	24	1550	1535	3460

Примечания: 1. Предельные отклонения размеров $D_{6,8}$ и D_9 по h'' , D_4 и D_7 согласно СТ СЭВ 144-75 и СТ СЭВ 145-75.

2. Указана теоретическая масса металла при плотности металла 7850 кг/м³.

Дымовые газы из камеры сгорания с температурой 1500—1600 °С поступают по барботажной трубе, погруженной в нагреваемый раствор.

Горелки, предназначенные для выпаривания агрессивных растворов, оснащаются барботажной трубой, изготовленной из легированного чугуна. При значительном износе или коррозии барботажная труба может быть заменена без нарушения основной конструкции горелки.

Для обеспечения непрерывного и устойчивого горения жидкого топлива погружные горелки снабжаются автоматическими устройствами и контрольно-измерительными приборами. Тепловая мощность типовых горелок находится в пределах (0,5—10) 10⁶ кДж/ч.

Фирма Termal (США) разработала погружную горелку, работающую на газообразном и жидком топливе (рис. 5.13б). Горючий газ поступает по кольцевому каналу 3, а жидкое топливо (керосин) в форсунку 1. Воздух подается через штуцер 8, который соосно направляется в камеру смешения, где находится электрический запальник. Сжигание топлива протекает в камере сгорания, имеющей футеровку из огнеупорного материала.

Такая горелка отличается стабильностью работы при расходе жидкого топлива 150—375 кг/ч.

При проектировании погружных горелок, работающих на жидком топливе, необходимо учитывать следующие особенности:

необходимость создания значительного количества вспомогательного оборудования, связанного с хранением, дозированием транспортированием и распыливанием жидкого топлива;

сложность обслуживания по сравнению с газовыми погружными горелками;

содержание в дымовых газах вредных примесей ухудшает качество продукта в процессе выпаривания раствора;

возможность загрязнения окружающей среды при выбросе дымовых газов в атмосферу.

Рассмотренные погружные горелки относятся к типу горелок с предварительным смешением газа с воздухом и требуют регулирования состояния между расходом воздуха и газа, могут работать в сравнительно узком диапазоне избытка воздуха. Наличие футеровки позволяет обеспечить высокую

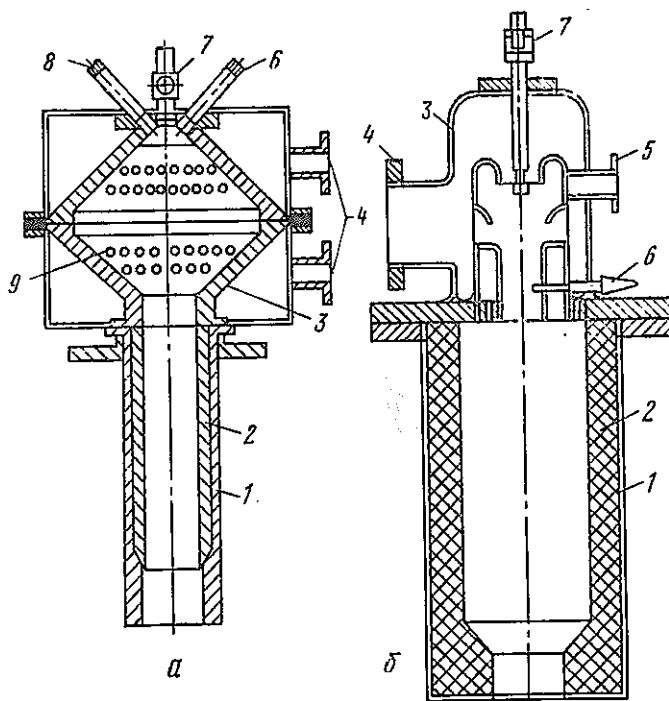


Рис. 5.13. Погружные горелки на жидком топливе

а — с выносной камерой сгорания; *б* — комбинированная, работающая на жидком топливе или на природном газе; 1 — корпус; 2 — огнеупорная футеровка; 3 — смешительная камера; 4 — труба для подачи воздуха; 5 — труба газовая; 6 — электрозапальник; 7 — форсунка для жидкого топлива; 8 — смотровое окно; 9 — фурмы для подачи воздуха в камеру сгорания

полноту сгорания топлива. Однако в процессе эксплуатации футеровка быстро разрушается, загрязняя обрабатываемый раствор и закупоривая трубопроводы. Замена футеровки — трудоемкий процесс.

Заслуживает внимания разработанная в Киевском политехническом институте воздухоохлаждаемая нефутерованная газовая горелка (рис. 5.14), установленная на Лисичанском нефтеперерабатывающем заводе [2].

За основу принята камера сгорания стационарной газотурбинной установки с воздухоохлаждаемой жаровой трубой.

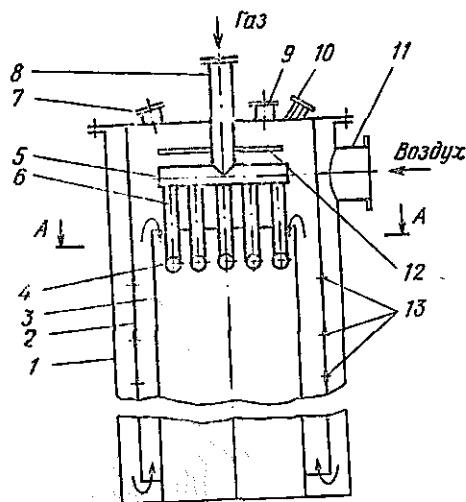


Рис. 5.14. Нефутерованная горелка диффузионного типа

1 — корпус кожуха; 2 — промежуточный кожух; 3 — жаровая труба; 4 — горелки; 5 — газораспределительная труба горения; 6, 8 — трубы для подачи газа в коллектор; 7 — штуцер для запальника; 9 — гляделка; 10 — штуцер для прибора погасания пламени; 11 — патрубок для подачи воздуха

Весь поступающий на горение воздух проходит внутри межтрубного пространства, охлаждает пламенную трубу и поступает в щели, образованные газораспределительными трубками. Газ подается струями в щелевое пространство через многочисленные отверстия, выполненные на боковой поверхности трубок перпендикулярно потоку воздуха. При этом достигается равномерное перемешивание газа с воздухом и стабилизация пламени.

Горелка может работать в широком диапазоне α от 1,5 до 2,0 (рекомендуется $\alpha = 1,5 - 1,7$; в этом случае максимальная температура жаровой трубы не превышает 600°C). Тепловая мощность горелки при расходе природного газа $320 \text{ м}^3/\text{ч}$ составляет 3,2 МВт.

На основании рассмотренной конструкции создан ряд горелок, рассчитанных на расход газа 5; 20; 100; $150 \text{ м}^3/\text{ч}$.

Значительный интерес представляют газогорелочные устройства с затененными газовыми струями (рис. 5.15) [1, 42].

Необходимый для горения воздух поступает через отверстия, расположенные по радиусу конуса 1, а газ вводится через калиброванные отверстия на конце газовой трубки 2. Направленная параллельно стенкам конуса струя вытекающего газа образует элементарный факел вдоль затененного сектора между рядами воздушных отверстий.

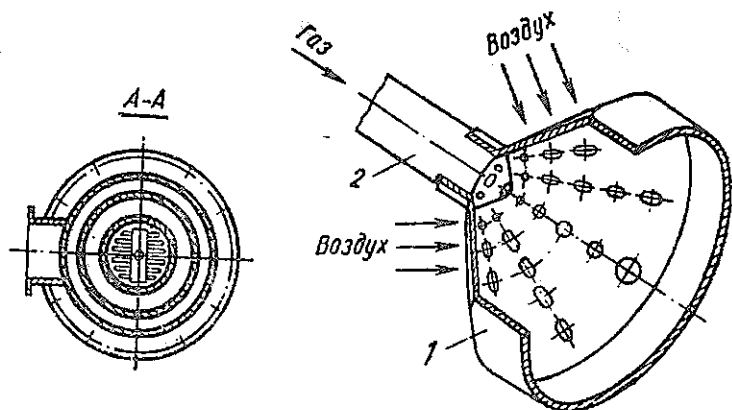


Рис. 5.15. Газогорелочное устройство

1 — конусообразный перфорированный воздухораспределитель; 2 — труба для подачи газа

Интенсификация горения обеспечивается дроблением общего на систему радиальных факелов, а также хорошим смесеобразованием, обусловленным высокой турбулентностью в вихревых затененных зонах. Образовавшаяся горючая смесь, несмотря на формально диффузионный метод смесеобразования, горит в режиме, близком к горению гомогенной смеси.

Горение в секторах осуществляется за счет воздуха, поступающего из пограничных слоев воздушных струй. Основная масса воздуха проходит мимо реакционных зон, не нарушая интенсивности процесса. Длина радиального факела пропорциональна расходу топлива. В связи с этим при уменьшении расхода топлива автоматически уменьшается и количество воздуха, принимающего участие в смесеобразовании и горении. Благодаря этому струйное горелочное устройство отличается высокой устойчивостью горения на переменных режимах и обеспечивает работу горелки в широком диапазоне изменений коэффициента избытка воздуха.

Избыточный воздух хорошо перемешивается с продуктами сгорания за пределами рециркуляционных зон, образуя

газовоздушную смесь заданного температурного уровня (в зависимости от принятого α).

Разработана универсальная погружная горелка тепловой мощностью 0,7—3 МВт, позволяющая использовать в качестве топлива как природный газ, так и мазут (рис. 5.16).

Жаровая труба выполнена в виде перфорированного цилиндра с отверстиями различного диаметра, которые спо-

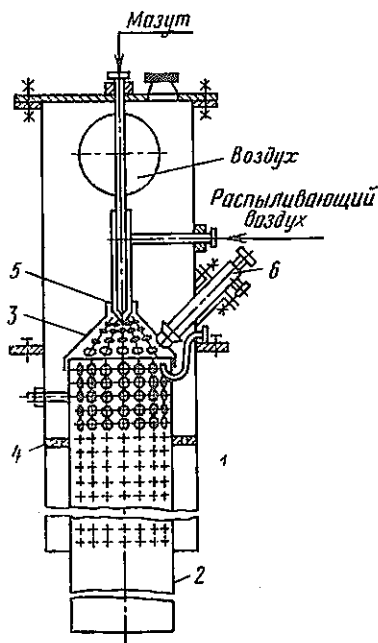


Рис. 5.16. Погружная горелка, работающая на мазуте или природном газе

1 — корпус; 2 — жаровая труба; 3 — перфорированный конус-стабилизатор; 4 — решетка; 5 — форсунка; 6 — запальник

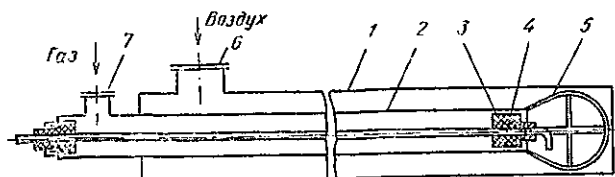


Рис. 5.17. Запальное устройство

1 — воздухоподводящая труба; 2 — ствол; 3 — фарфоровые изоляторы; 4 — электрод; 5 — ограничитель; 6 — патрубок для подачи воздуха; 7 — штуцер для подачи газа

способствуют образованию двух зон — дожигания топлива и охлаждения.

Воздух, поступающий через конусный стабилизатор и отверстия зоны дожигания, является первичным и расходует на сжигание топлива. Через отверстия зоны охлаждения проходит вторичный воздух, создающий защитную пленку на внутренней поверхности жаровой трубы. Количество вторичного воздуха ограничивается с помощью решетки 4.

В результате экспериментальных исследований различных модификаций жаровой трубы было установлено оптимальное соотношение между площадями сечений отверстий конуса-стабилизатора, зоны дожигания и кольцевой перегородки: соответственно 0,45; 0,49 и 0,06. Вследствие этого 94% всего поступающего воздуха оказалось первичным и только 6% — вторичным.

Соосно с конусом-стабилизатором установлена пневмофорсунка 5, обеспечивающая работу горелки как на природном газе, так и на мазуте.

Воспламенение топлива (газа или мазута) осуществляется с помощью запального устройства 6 с приспособлением для блокировки подачи топлива при погасании факела.

Серийно выпускаемое запальное устройство предназначено для розжига горючей смеси в большом объеме и не может работать в потоке с высокими скоростями.

Реконструкция запальника заключалась в применении воздухоподводящей трубки 1 и выполнении отверстий для подачи газа (рис. 5.17). Это устройство обеспечило высокую работоспособность в широком диапазоне расхода воздуха.

При работе на природном газе минимальный его расход 10, максимальный 100 м³/ч. Минимальный коэффициент избытка воздуха 1,5.

Параметры горелки на мазуте следующие:

Расход топлива, кг/ч	
минимальный	30
максимальный	100
Сопротивление воздушного тракта, Па	менее 1500
Потери из-за недожога топлива, %	1—2 (не превышает норму)
Температура наиболее нагретых элементов, °С	менее 700
Минимальный коэффициент избытка воздуха α	1,5

Характерная особенность работы горелки такого типа—горение имеет более мягкий характер.

5.6. ОСНОВНЫЕ КОНСТРУКЦИОННЫЕ МАТЕРИАЛЫ

Материалы для производства АПГ (ОСТ 26.291-79) выбирают в соответствии со спецификой их эксплуатации. При этом необходимо учитывать параметры технологических процессов: давление, температуру и агрессивность среды [43, 44].

Основные требования, предъявляемые к материалам:

- механическая прочность;
- технологичность в изготовлении и свариваемость;
- коррозионная стойкость к агрессивной среде при рабочей температуре и концентрации;
- теплотехнические свойства (теплопроводность, термостойкость и др.).

Для корпуса, крышек и днища АПГ должны использоваться конструкционные материалы, скорость коррозии которых менее 0,5 мм/год (приемлемыми считаются материалы со скоростью коррозии 0,25—0,3 мм/год), при больших скоростях необходимо применять легированные стали (ГОСТ 5632-81) или разрабатывать мероприятия по защите от коррозионного разрушения путем устройства футеровок из кислотостойких материалов или пластических масс.

Стальные, сварные конструкции АПГ должны выполняться в соответствии с требованиями ОСТ 26.291-84 по рабочим чертежам УкрНИИхиммаша.

Корпус аппарата изготавливается из углеродистой стали СтЗсп. Однако по желанию потребителя допускаются другие материалы, применение которых предварительно технически обосновывается.

Коррозионно-стойкие (нержавеющие) стали обладают стойкостью против электрохимической и химической коррозии (кислой, щелочной, солевой и др.). Рекомендуются марки стали: 08Х13, 12Х17, 12Х18Н10Т, 10Х17Н13М2Т и др.

Основными конструкционными материалами, используемыми для изготовления деталей погружных горелок, работающих в среде продуктов сгорания различных топлив считаются жаростойкие (кислотостойкие) стали и сплавы: 12Х18Н10Т, 10Х23Н18 и 20Х20Н14С2 по ГОСТ 5632-81.

В отдельных случаях корпуса горелок, работающих в среде агрессивных растворов, могут быть произведены отливкой из чугуна ЧН15ДЗМ, ЧН15Д7 по ГОСТ 7769-82*.

Одним из эффективных способов экономии дефицитных коррозионно-стойких сталей может служить применение двухслойных металлов с основным слоем из углеродистой стали и плакирующим (защитным) из коррозионно-стойкой стали (08Х13, 12Х18Н10Т, 08Х17Н13М2Т и др.) или цветных металлов и сплавов. В качестве защиты углеродистой стали применяют никель, монель—металл, титан.

Для корпусов аппарата и погружной горелки применяют двухслойную сталь Ст3+08Х13, Ст3+12Х18Н10Т. Плакирующий слой из этих сталей толщиной 2—3 мм обладает удовлетворительной стойкостью к многим агрессивным средам, однако необходимо весьма тщательно выполнять сварные швы из соответствующих электродов под слоем флюса.

Высокие требования к качеству предъявляются к АПГ, внутри футерованным неметаллическими коррозионно-стойкими материалами.

В ряде активных коррозионных сред целесообразно применять пластмассы (винипласт, фаолит, фторопласт), а также композиционные материалы (стеклопластики, углеграфитовые материалы марки АТМ-1, графит, пропитанный фенолформальдегидной смолой).

Для футеровки АПГ рекомендуются пластмассы при температуре среды, °С, не превышающей следующие пределы:

фторопласт	200;
углеграфит	180;
фаолит	120;
винипласт	60.

Для защиты металлических поверхностей от воздействия агрессивных сред следует использовать кислотостойкие керамические плитки, кирпичи на связующей замазке из жидкого стекла.

В условиях работы АПГ необходимо теплоизоляционные покрытия из шлаковаты, стекловаты и штучных теплоизоляционных материалов плит, пористо-зернистого кирпича.

После удаления ржавчины, окалины и загрязнений поверхность АПГ грунтуют, а затем наносят лакокрасочное покрытие (выбирается лак с алюминиевым пигментом) в два слоя.

ГЛАВА 6. ПРОМЫШЛЕННОЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЕ АППАРАТОВ С ПОГРУЖНЫМИ ГОРЕЛКАМИ

6.1. ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА УСТАНОВКИ

Для обеспечения непрерывной работы АПГ необходимо предусмотреть целый ряд вспомогательного оборудования, в том числе сборники, насосы, расходные мерники, кристаллизатор, центрифугу, каплеотделитель, конденсатор или скруббер, газодувки и транспортирующие устройства (рис. 6.1).

Исходный раствор из сборника 1 с помощью центробежного насоса 2 подается в напорный бак 3, откуда самотеком раствор поступает в АПГ 4. При сжигании газообразного топлива в погружной горелке образуются продукты сгорания, которые при барботаже образуют газовые пузырьки, способные нагревать раствор и одновременно насыщаться парами воды.

Парогазовая смесь — результат контактирования продуктов сгорания с раствором из аппарата поступает через каплеотделитель 10 в скруббер, в котором охлаждается проточной водой. При этом пары воды конденсируются, а затем полученный дистиллят вместе с охлаждающей водой удаляется в систему оборотного водоснабжения. Охлажденные газы до температуры 25—30 °С с помощью вентилятора 12 выбрасываются через дымовую трубу в атмосферу.

Химический анализ показал, что удаляемые в атмосферу дымовые газы не содержат токсичных веществ и соответствуют требованиям санитарных норм.

При сжигании природного газа среднего состава и избытке воздуха $\alpha = 1,1$ образуются дымовые газы:

газ	состав, %
CO ₂	8,83
H ₂ O	17,32
N ₂	72,1
O ₂	1,75

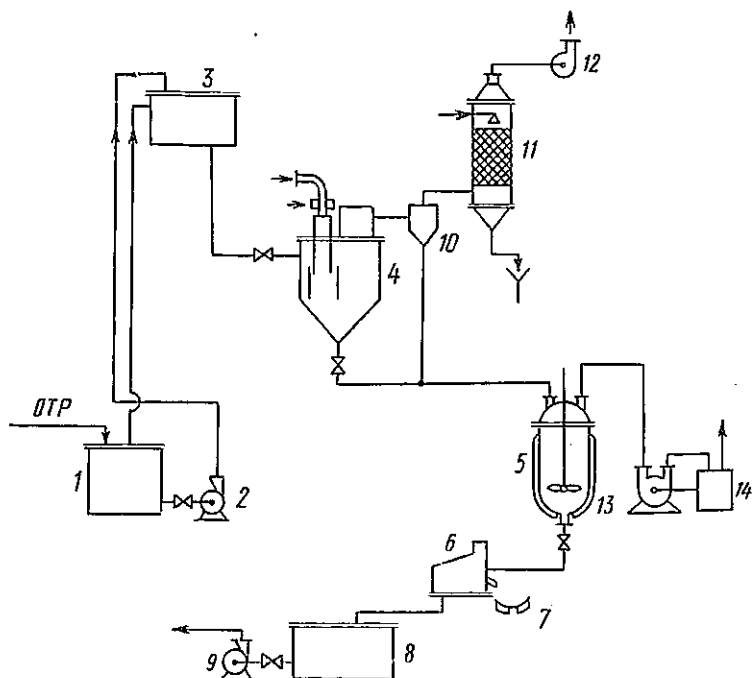


Рис. 6.1. Технологическая схема выпарной установки погружного горения

В отсутствие брызгоуноса и паров воды, сконденсированных в насадочном скруббере, дымовые газы могут быть выброшены в атмосферу через дымовую трубу высотой 20 м.

Характерная особенность технологической схемы — возможность ее использования для выпаривания коррозионно-активных растворов до предельной концентрации.

Концентрированный раствор, полученный в АПГ 4 отводится по трубопроводу в кристаллизатор 5, где охлаждается с выпадением солей, которые выделяются в центрифуге 6. Маточник, образованный после центрифугирования раствора, сливается в сборник 8, а затем направляется насосом на дальнейшую переработку и использование в производстве.

Применение контрольно-измерительных приборов и средств дистанционного управления позволяет автоматизировать работу установки, а также размещать все оборудование на открытых площадках. Автоматические системы управле-

ния и средства противоаварийной защиты обеспечивают высокую надежность и безопасность при длительной эксплуатации [45].

6.2. НАГРЕВ ВОДЫ И РАСТВОРОВ

Нагревание воды широко используется в технологических процессах различных отраслей промышленности, обогрева зданий, а также в коммунальном хозяйстве (прачечные, бани и плавательные бассейны).

Традиционные способы нагрева воды паром, подаваемым в такие элементы как змеевики, кожухотрубчатые байлеры, не всегда отвечают требованиям современной техники, в связи с тем, что при больших расходах необходимо создавать аккумуляторы нагретой воды и увеличивать капиталовложения на оборудование.

Использование погружных горелок на природном газе для нагрева воды и различных жидкостей позволяет снизить эксплуатационные расходы в 1,5—7 раз по сравнению с паровым или электрическим обогревом [46].

В Институте газа АН УССР на базе погружных горелок разработана универсальная установка для нагрева жидкостных ванн промышленных предприятий.

Конструкция погружной горелки (рис. 6.2) содержит смеситель газа и воздуха с винтовым завихрителем с последующей подачей смеси в камеру сгорания. Турбулентность потока горючей смеси обеспечивает равномерность горения при максимальном расходе природного газа и воздуха. Высокая производительность горелки обуславливает кратковременный нагрев воды или растворов, необходимых для промывки и обезжиривания деталей машин или изделий металлургических производств.

Работа погружной горелки предусматривает подачу воздуха от вентилятора в смеситель по тангенциальному подводу в цилиндрическую часть корпуса, а затем воздух движется между направляющими винта по конусному участку до входа в кратер горелки. Природный газ поступает по трубе и на входе в камеру сгорания подвергается закрутке с небольшим раскрытием факела.

Способ ввода топлива в воздушный поток имеет большое значение не только для полноты сгорания топлива, но и получения турбулизованного выхода дымовых газов из сопла горелки. Камера сгорания снабжена электрозапальником и

Рис. 6.2. Погружной нагреватель Минарет

1 — смеситель; 2 — смотровое окно; 3 — камера сгорания; 4 — выхлопной патрубок; 5 — циркуляционная труба; 6 — демпфер; 7 — решетка; 8 — электрозапальник; 9 — завихритель

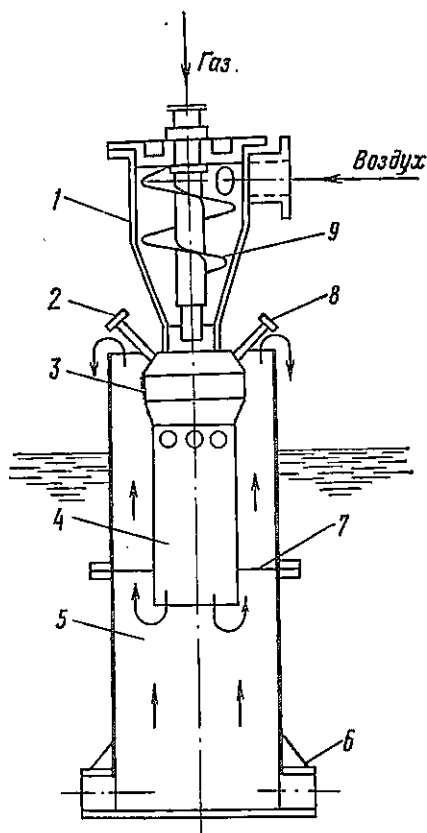
смотровым окном. Погружная горелка выполнена из углеродистой стали, включая камеру сгорания, которая при необходимости может иметь огнеупорную футеровку.

Для интенсивного перемешивания нагреваемой жидкости горелка устанавливается в циркуляционной трубе, помещенной в жидкость на глубину, достаточную для создания циркуляционного контура.

На базе рассмотренной конструкции горелки сооружен нагреватель крупногабаритного бассейна объемом 150 м³ для промывки узлов и агрегатов тракторов и автомашин. Температура нагреваемой воды около 80 °С достигается в течение 30 мин. Номинальная тепловая мощность горелки 4,0 МВт. Для удаления продуктов сгорания по периметру бассейна имеются бортовые отсосы.

Нагрев воды для промышленных целей может проводиться в контактных аппаратах барботажного типа, работающих на отходящих газах котельных установок и промышленных печей (рис. 6.3).

Аппарат состоит из металлического корпуса 1, на крышке которого имеются барботажные трубы 3 и тройник с каплеотделителем жалюзийного типа для сепарации парогазовой смеси.



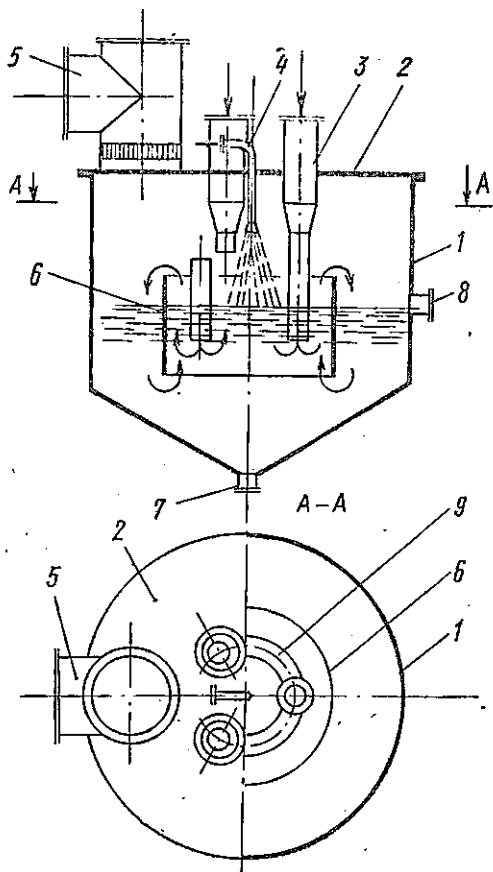


Рис. 6.3. Контактный аппарат для нагрева и выпаривания воды или растворов путем барботажа продуктов сгорания

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — барботажная труба; 4 — труба для подачи исходного раствора; 5 — тройниковая труба с каплеотделителем; 6 — циркуляционная труба; 7, 8 — штуцеры для дренажа и слива раствора; 9 — коллектор дымового газа

Барботажные трубы располагаются в циркуляционной трубе 6, куда поступает исходный раствор по трубе 4, имеющей наконечник для равномерной подачи струи. Нагретая вода или концентрированный раствор из аппарата отводится через боковой штуцер 8, находящийся на уровне зеркала ис-

парения. Такое положение спускного штуцера обеспечивает стабильную глубину погружения барботеров и непрерывную циркуляцию раствора в барботажной зоне.

Дымовые газы поступают в коллектор 9, откуда распределяются по барботажным трубам, число которых определяется производительностью аппарата. Типовой барботажный аппарат содержит три барботажные трубы, объединенные кольцевым коллектором. Для слива раствора на конусном днище аппарата имеется штуцер 7.

Аппарат изготовлен из обыкновенной углеродистой стали, но при необходимости он может иметь антикоррозионную защиту.

6.3. НАГРЕВ ВОДЫ И РАСТВОРОВ, ПОДАВАЕМЫХ В НЕФТЕНОСНЫЕ ПЛАСТЫ

Метод закачки водных растворов в пласты обеспечивает повышение нефтедобычи. Так, закачка воды с содержанием 0,05% поверхностно-активных веществ (ПАВ) увеличивает добычу нефти на 5—6%.

Установлено, что закачка раствора ПАВ не требует реконструкции действующих систем заводнения. Для избежания захлаживания нефти следует заполнять пласты горячей водой. Термообработка нефтяных пластов в зоне нефтяных скважин осуществляется водой, нагретой в котлах высокого давления.

Применение опресненной воды, полученной в опреснительных установках из минерализованных пластовых вод, содержащих до 10 г/л различных солей, не способствует образованию накипи на стенках котла. Опреснительная установка требует большого количества греющего пара, образованного в котлах стационарного или передвижного типа:

для подогрева воды на закачку в пласт . . . 30—40%

для закачки в скважины свыше 1000 м³/сут.

Практика показала, что основной недостаток такого способа нагрева воды — высокие удельные капитальные затраты на сооружение опреснительной установки и сравнительно большой расход теплоты пара на выработку 1 м³ пресной воды.

Одним из эффективных способов получения пресной воды для питания котлов может служить опытно-промышленная

установка (рис. 6.4); в которой сочетаются процессы мгновенного испарения и барботажные процессы нагрева [47]. Для нагрева минерализованной воды использована погружная горелка высокой производительности, приспособленная для сжигания попутных газов, получаемых при нефтедобыче.

Исходная морская вода, предварительно обработанная раствором полифосфатов, поступает в трубное пространство подогревателя шестой ступени аппарата мгновенного вскипания, откуда частично сбрасывается в канализацию, а частично через диафрагму направляется в подогреватель пятой ступени. Пройдя последовательно через подогреватели всех ступеней и конденсатор, морская вода разделяется на два потока: один поступает на охлаждение горелки, другой непосредственно в АПГ, в который также подается через охлаждающую колонку исходная морская вода.

Нагретая в аппарате вода направляется в опреснительный агрегат мгновенного испарения. Пройдя гидрозатворы, морская вода испаряется, а полученный дистиллят на каждой ступени сливается в сборнике 10.

Для осуществления испарения морской воды в ступенях опреснительной установки создается вакуум с помощью во-

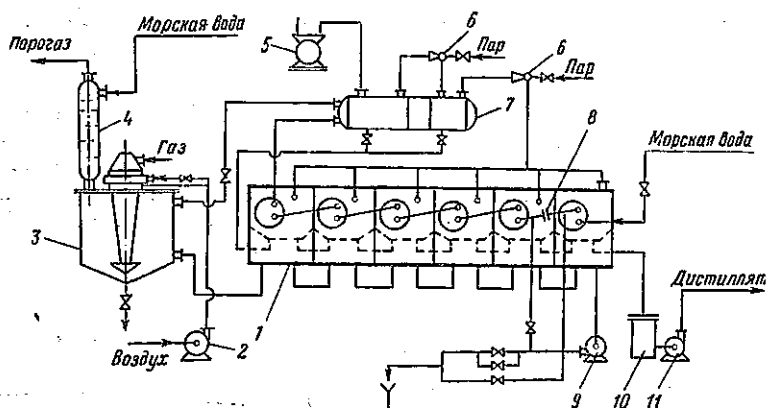


Рис. 6.4. Технологическая схема блока получения дистиллята

1 — шестиступенчатый аппарат мгновенного испарения; 2 — воздуходувка; 3 — АПГ; 4 — охлаждающая колонка; 5, 6 — водокольцевой и пароструйный вакуум-насосы; 7 — кожухотрубчатый конденсатор; 8 — диафрагма; 9, 11 — рассольный и дистиллятный насосы; 10 — дистиллятный бак

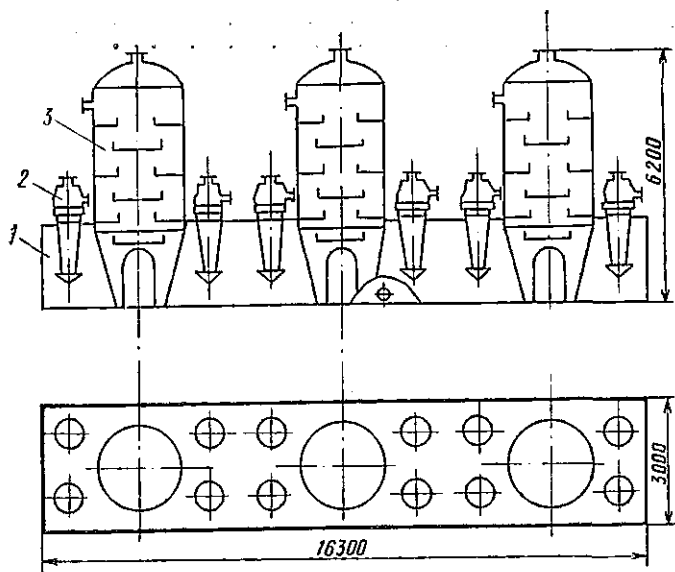


Рис. 6.5. Установка водоблочного модуля для нагрева морской воды
1 — корпус; 2 — погружная горелка; 3 — конденсатор полочного типа

докольцевого вакуум-насоса (используется только в пусковом периоде, когда не работает паровой котел).

После накопления необходимого количества дистиллята производится пуск парового котла, а затем включается пароструйный вакуум-насос, обеспечивающий работу установки в эксплуатационном режиме.

Блочная установка погружного горения (рис. 6.5) предназначена для нагрева морской воды и представляет собой прямоугольный сосуд, на крышке которого размещены в два ряда 12 погружных горелок и 3 конденсатора полочного типа для нагрева исходной морской воды, поступающей в аппарат. Благодаря противоточному движению парогазовой смеси и исходной воды достигается более полное использование отходящих газов.

Погружные горелки, работающие на попутном нефтяном газе, отличаются высокой производительностью и имеют следующие технические характеристики:

производительность, м ³ /ч	250—320
расход воздуха, м ³ /ч	3500—4500
объем жидкости м ³	4,4
габаритные размеры, м	16,3×3, 0×2,0
объем аппарата, м ³	94

Морская вода, подогретая до температуры 95 °С, из аппарата закачивается в скважины с помощью центробежного насоса производительностью 300 м³/ч при напоре 32 МПа. Диаметр нагнетательного трубопровода 426 мм.

Опытно-промышленная установка производительностью 7500 м³/сут нагретой воды прошла испытание в районе нефтяного месторождения [48], где при закачке горячей воды (морская вода Каспийского моря) в нефтяной пласт увеличена добыча нефти на 10%.

Промышленная установка блочно-модульной конструкции УВБМ-22 состоит из трех блоков: водонагревательного, газорегуляторного и управления. Водонагревательный блок представляет собой контактный водонагреватель со вспомогательным оборудованием, расположенным в два яруса на одной раме.

Водонагреватель состоит из двух функционально самостоятельных модулей, каждый из которых содержит две погружные горелки тепловой мощностью 7 МВт и контактный теплообменник для утилизации теплоты уходящих газов.

Техническая характеристика установки УВБМ с двумя водонагревательными модулями приведена ниже:

Тепловая мощность, кВт	(21,6—28,0) · 10 ³
Производительность по нагретой воде, м ³ /ч	250—320
Температура нагретой воды, °С	80—84
Расход газообразного топлива, м ³ /ч	1680—2175
Электрическая мощность, кВт	130—160
Коэффициент полезного действия, %	90—94
Габаритные размеры, м	16,0×3,7×7,6
Масса, кг	135 · 10 ³

Эксплуатация установки показала, что себестоимость нагрева 1 м³ воды в 1,2—2 раза меньше, чем в трубчатых печах той же тепловой мощности.

6.4. УСТАНОВКА ДЛЯ ПЕРЕРАБОТКИ ГАЛУРГИЧЕСКОГО СЫРЬЯ

Термическая обработка галургических растворов представляет собой сложную технологию получения минерального сырья. Из калийных пород широко распространены силь-

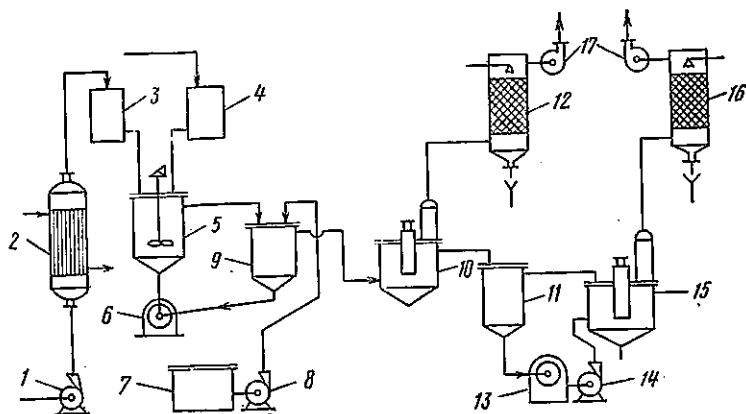


Рис. 6.6. Технологическая схема установки регенерации катионитового щелока

1—8 — насосы; 2 — подогреватель; 3, 4 — расходомеры; 5 — реактор; 6, 13 — центрифуги; 7 — сборник щелочи; 9 — промежуточный сосуд; 10, 15 — АПГ; 11 — отстойник-сгуститель; 12, 16 — скрубберы; 17 — вентилятор

виниты и карналлиты. Наиболее ценными породами считаются каинитовые и лагбейнитовые залежи, разрабатываемые на Калушском месторождении в Прикарпатье. Переработка этих пород сопровождается сбросом маточного щелока, образованного после кристаллизации шенита.

Маточный шелок подвергают регенерации с целью извлечения калия. Регенерацию маточника выполняют в АПГ путем выпаривания до насыщения, а затем после охлаждения и фильтрации извлекают соль—искусственный каинит [40].

Отфильтрованный щелочной раствор направляют на дальнейшую переработку (рис. 6.6) для получения бишофита, в котором нуждается титано-магнелиевое производство.

Каинитовый шлоко из цеха сульфита калия насосом 1 подается через подогреватель 2 в напорный бак 3. Одновременно 29%-ный раствор CaCl_2 поступает в напорный бак 4. Из этих напорных баков оба раствора самотеком через расходомеры подают в реактор 5, в котором при перемешивании происходит выделение гипса. Гипсовая муля из реактора направляется на разделение в центрифугу 6 и осветленный раствор отводится в сборник шлока 7. Избыток раствора из реактора 5 переливается в промежуточный сосуд 9, куда одновременно закачивается насосом 8 осветленный раствор, по-

лученный после центрифугирования. Отфугованный гипс используют в качестве строительного материала.

Подогретый до 90°C раствор, содержащий 25,6% MnCl_2 , 26,1% KCl , 0,76% NaCl и другие соли, через щелевой расходомер самотеком поступает в выпарной АПГ 10.

В аппарате в процессе выпаривания раствор концентрируется с выделением солей галита, карналлита и других солей, которые в виде пульпы отводятся в отстойник-сгуститель 11. После охлаждения сгущенные соли направляются на центрифугу 13, откуда транспортируются по назначению.

Осветленный 35%-ный раствор MgCl_2 с температурой 125°C направляется в выпарной АПГ второго каскада 14, где повышается до 140°C . Выпаривание ведут до концентрации 40—42% MgCl_2 .

Парогазовая смесь из АПГ 10 и 14 попадает в конденсаторы 12 и 15 и охлаждается до получения конденсата, пригодного для использования в производстве. Несконденсировавшиеся пары воды и газа выбрасываются вентиляторами 16 в атмосферу через дымовую трубу.

Полученный 42%-ный раствор MgCl_2 из аппарата 14 поступает в печь кипящего слоя и осушается до 53—54% MgCl_2 .

При необходимости плава бишофита направляется в барабанный кристаллизатор для получения чешуйчатого продукта или разливается в металлическую тару, в которой он застывает в лучисто-кристаллическую массу.

В качестве выпарных применяются высокопроизводительные аппараты с погружной горелкой (рис. 6.7).

Погружные горелки на природном газе отличаются оригинальной камерой смешения природного газа с воздухом и двухстенной рубашкой для предварительного подогрева воздуха и избежания осаждения солей на поверхностях корпуса горелки в процессе выпаривания растворов.

Нагретый воздух из рубашки подается в камеру смешения через завихритель. Природный газ поступает по кольцевому коллектору через перфорированные трубки. Расход природного газа 700, воздуха при $\alpha=1,2$ —8500 $\text{м}^3/\text{ч}$.

В центре горелочного устройства расположены электрозапальник и контрольно-измерительные приборы с фотодатчиком погасания пламени.

В нижней части погружной горелки установлен газораспределительный конус, а также дисковый барботер для распределения пузырьков газа по всему объему барботажной зоны.

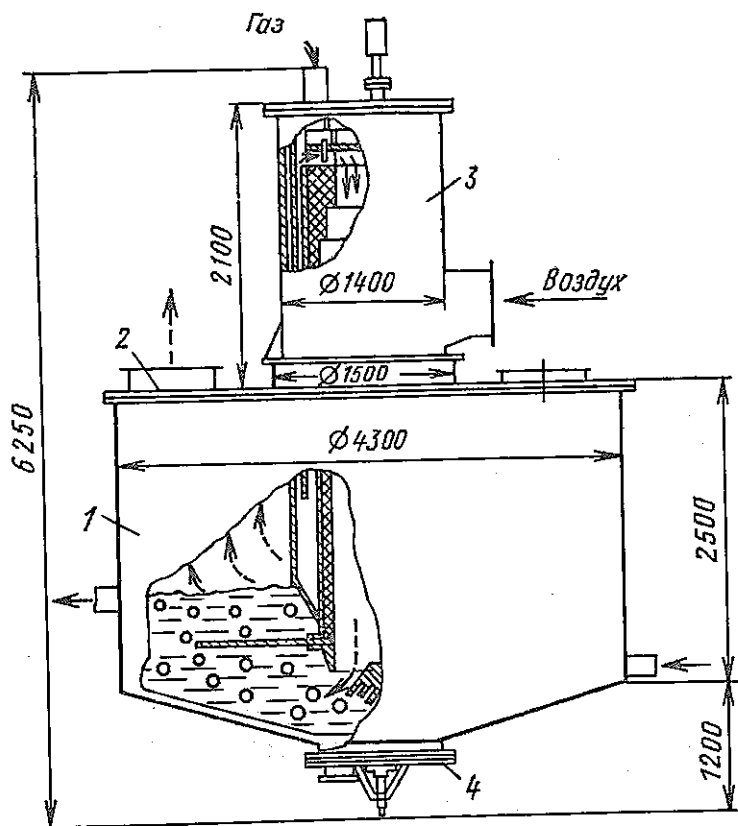


Рис. 6.7. Высокопроизводительный аппарат с погружной горелкой

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — погружная горелка с барботажной решеткой; 4 — штуцер со спускным пульсирующим клапаном

Уровень жидкости в аппарате поддерживается постоянным с помощью переливной трубы для удаления плава. Глубина погружения горелки в жидкость составляет 450 мм от уровня сопла. Аэродинамическое сопротивление аппарата при полной нагрузке не превышает 0,025 МПа, что позволило применить турбовоздуховодку типа ТВ-80-1,6 для подачи воздуха в горелку.

Все детали горелки изготовлены из жаростойкой стали Х17Н13М2Т. Камера сгорания внутри имеет огнеупорную

футеровку, выполненную шамотным кирпичом класса А. Между футеровкой и корпусом уложена прокладка из асбестового листа для обеспечения свободного расширения футеровки при нагревании.

Во избежание коррозионного разрушения стенок аппарата предусматривается футеровка из кислотоупорного кирпича на замазке жидкого стекла с последующей разделкой швов.

6.5. УСТАНОВКА ДЛЯ ВЫПАРИВАНИЯ И ОБЕЗВОЖИВАНИЯ РАСТВОРА СУЛЬФАТА НАТРИЯ

Производство сульфата натрия относится к многотоннажной продукции. В качестве сырья используются рапа и отложения мирабилита соленых озер. Сульфат натрия получают в виде безводного продукта путем термической обработки (выпаривания) рапы и рассолов природных водоемов. Технология изготовления сульфата натрия включает концентрирование водных растворов, кристаллизацию в сгустителях, фильтрацию и сушку.

По мере испарения рассолов достигается такая концентрация, при которой вначале осаждается поваренная соль, а затем получают сульфат натрия в виде глауберовой соли $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$. В связи с этим технология предусматривает две стадии выпаривания: на первой с помощью двухкорпусной установки, а на второй — посредством АПГ.

Американская фирма Ozark—Mahoning Co (США) осуществляет переработку подземных рассолов и применяет в качестве концентратора выпарной АПГ. Обработанный рассол после извлечения сульфата натрия закачивают под давлением в пласт, из которого ранее был извлечен исходный. На получение 1 т сульфата натрия расходуется 88 т жидкого топлива и 70 кВт·ч электроэнергии [49].

Основными потребителями сульфата натрия являются следующие производства: целлюлозно-бумажные, вискозного волокна, стекла и керамики.

В последнее время глауберову соль используют в качестве аккумулятора солнечной энергии с целью обогрева жилых домов.

Сульфат натрия получают на ряде химических производств как побочный продукт в виде растворов. Так, при изготовлении вискозного волокна, калийных удобрений и ми-

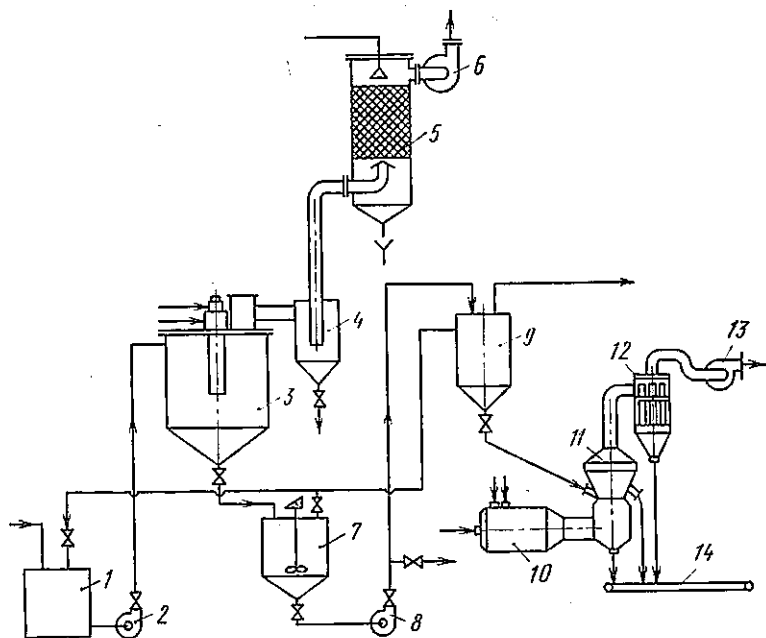


Рис. 6.8. Технологическая схема переработки раствора сульфата натрия
 1 — сборник; 2 — насос; 3 — АПГ; 4 — каплеуловитель; 5 — скруббер;
 6 — вентилятор; 7 — сборник продукта; 8 — насос; 9 — расходный бак;
 10 — топка; 11 — аппарат кипящего слоя; 12 — пылеуловитель; 13 — вентилятор; 14 — транспортер

неральных солей образуются растворы с концентрацией до 10% Na_2SO_4 .

Выпаривание таких растворов в выпарных аппаратах обычного типа исключается в результате осаждения солей на поверхностях нагрева.

Наиболее эффективный способ выпаривания сульфатных растворов — их концентрирование в АПГ. Под действием барботажки дымовых газов можно образовать насыщенный раствор с содержанием 33,2% твердой фазы. Равновесная температура выпаривания раствора составляет 88—89 °С.

В промышленности существует несколько технологических схем переработки растворов сульфата натрия. В качестве примера рассмотрим современную технологическую схему получения $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ в виде кристаллического рассыпного продукта (рис. 6.8).

Исходный раствор из сборника 1 центробежным насосом 2 подается в АПГ 3, в котором выпаривается до содержания минеральных солей 0,2—0,35 кг/л. Парогазовая смесь удаляется из аппарата 3 через брызгоуловитель в скруббер 5 для конденсации паров и охлаждения дымовых газов, а затем вентилятором 6 выбрасываются в дымовую трубу.

Концентрированные стоки собираются в аппарат 7 с мешалкой, где после анализов и необходимой обработки направляются с помощью насоса 8 в напорный бак 9.

Для поддержания одинакового уровня в баке 7 имеется переливной трубопровод, возвращающий избыток раствора в аппарат 5. Подачу концентрированного раствора в аппарат кипящего слоя 11 ведут с помощью регулирующего устройства с автоматическим управлением. Обогрев печи кипящего слоя осуществляется дымовыми газами, получаемыми из топки 10, работающей на природном газе.

Температура дымовых газов, поступающих в печь кипящего слоя регулируется за счет подвода холодного воздуха с таким расчетом, чтобы температура обезвоживания раствора в кипящем слое поддерживалась в пределах 200—300 °С. При этих условиях достигается удельный влагосъем до 1500 кг/(ч·м²) решетки и термический КПД до 70%. Продукт соли выводится из печи в виде гранул размером 0,5—2 мм.

6.6. УСТАНОВКА НАГРЕВА РАПЫ

На бромных заводах в летний период выработка продукции в два раза превышает выработку в холодное время года из-за снижения температуры рапы. Для обеспечения нагрева рапы до температуры летнего периода использовались паровые котлы ДКВР, которые оказались малоэффективными. Среди нескольких вариантов, разработанных установок для нагрева рапы, наиболее рациональной оказалась установка погружного горения.

Сопоставление показателей нагревательных котлов с АПГ показало, что расход топлива снизился в три, электроэнергии в 1,7, капиталовложения уменьшились в два раза.

Нагрев рапы в установке погружного горения позволил организовать круглогодичное производство брома. Рапа подогревается в установке (рис. 6.9), состоящей из четырех погружных горелочных устройств циклонного типа, расположенных в бетонной емкости, имеющей канальное сообщение

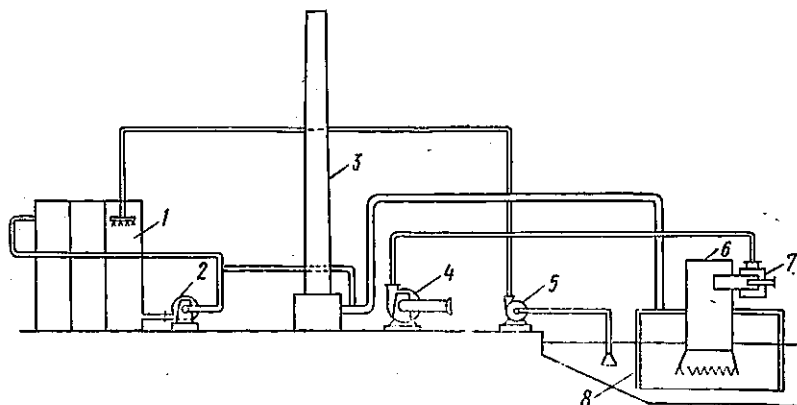


Рис. 6.9. Технологическая схема нагрева рапы

1 — насадочные башни; 2 — вентилятор; 3 — дымовая труба; 4 — воздуховодка; 5 — насос; 6 — барботажная труба; 7 — горелка; 8 — колпак

с озером рапы. У входа в емкость имеются затворы, позволяющие поддерживать уровень в зоне работы погружного горения.

Погружная горелка циклонного типа рассчитана на сжигание $900 \text{ м}^3/\text{ч}$ природного газа с коэффициентом избытка воздуха $\alpha = 1,2\text{—}1,3$.

Отличительное качество циклонной камеры горелочного устройства — возможность разбавления продуктов сгорания воздухом с целью снижения температуры, что позволило уменьшить толщину огнеупорной футеровки и теплотери в окружающую среду.

Барботажная часть погружной горелки выполнена в виде цилиндра диаметром 1 м, заглубленного в объем рапы на 0,35—0,4 м. Барботажный цилиндр имеет по периферии треугольные зубцы, позволяющие равномерно распределять продукты сгорания в барботажной зоне.

На глубине 0,3 м ниже уровня барботажного цилиндра горелки установлен колпак диаметром 2,2 м, который крепится на стойках к днищу емкости. Этот колпак ограничивает в какой-то мере зону нагрева рапы и одновременно является сборником парогазовой смеси, полученной при непосредственном соприкосновении продуктов сгорания с рапой. Продукты сгорания удаляются через дымовую трубу.

Поступающая из озера рапа нагревается до заданной температуры, а затем с помощью центробежного насоса подается в цех переработки.

Не вдаваясь в технологию производства продуктов из рапы, рассмотрим более подробно работу установки погружного горения.

Камера погружной горелки — цилиндрический сосуд со встроенными горелками производительностью $200 \text{ м}^3/\text{ч}$ каждая помещена в корпус из титана марки ВТ1-0 диаметром 2 и длиной 5 м, внутри футерованный огнеупорным кирпичом. Топочный объем камеры $4,1 \text{ м}^3$ при диаметре 1,2 м.

Погружные горелки установлены на крышке железобетонной камеры, разделенной на отсеки для каждой горелки (рис. 6.10).

Размеры емкости в зоне погружного горения и нагрева рапы выбраны из условий обеспечения устойчивого контакта между нагреваемой рапой и продуктами сгорания и удобства проведения ремонтных работ.

Для подачи воздуха на горение каждая горелка комплектуется индивидуальной турбовоздуходувкой ТВ-150-1,12.

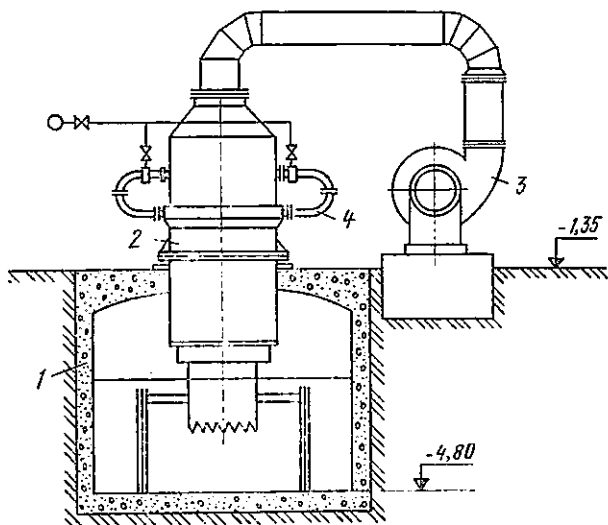


Рис. 6.10. Устройство железобетонной камеры для нагрева рапы

1 — камера; 2 — погружная горелка; 3 — воздуходувка; 4 — коллектор для подачи газа

Охлажденные продукты сгорания удаляются через дымовую трубу высотой 30 и диаметром в устье 1,2 м.

Поступающая из озера рапа нагревается до 12—13 °С в емкости погружными горелками, а затем существующей рапонасосной станцией перекачивается непосредственно в цех на переработку в технологические башни. Техническая характеристика установки приведена ниже:

Тепловая мощность, МВт	5150
Количество нагретой рапы, м³/ч	1500
Температура нагрева рапы, °С	21
Расход топлива, м³/ч	3800
Расход электроэнергии, кВт·ч	155
Время работы, ч/год	5040
Стоимость сооружения, тыс. руб.	430
Обслуживающий персонал, чел.	8

Технологическая схема установки с погружными горелками для подогрева рапы дает возможность проводить подкисление рапы хлором при постоянной температуре 21 °С, что обеспечивает стабильность выпуска продукции в течение года и независимость от климатических условий.

6.7. ВЫПАРИВАНИЕ РАСТВОРОВ ХЛОРИСТОГО МАГНИЯ

Получение хлористого магния базируется главным образом на комплексном использовании морских и артезианских вод, содержащих минеральные соли от 3 до 10 г/л.

Из рассолов морского происхождения организуют добычу шестиводного хлористого магния $MgCl_2 \cdot 6H_2O$. В США ежегодно производится из морской воды $3 \cdot 10^8$ кг хлористого магния и $5 \cdot 10^9$ кг поваренной соли.

Отечественное производство этих продуктов организовано в районах Черного и Каспийского морей, где в результате естественного (солнечного) испарения на больших площадях заливов образуется рапа.

Шестиводный хлористый магний выпаривают в стальных чренах вместимостью до 50 м³ в две стадии:

при непрерывной подаче рапы с температурой около 125 °С в чрен из раствора выделяются балластные соли, которые оседают на дно;

декантацией осветленный раствор переводится во второй чрен, где огнем способом нагревается до 150—160 °С;

происходит осаждение тяжелых солей и расплав шестиводного хлористого магния при 135—140 °С сливают в металлические бочки, где он застывает в твердую массу.

Основной недостаток существующего производства — большой расход топлива для нагревания вмурованных в топки чренов, в результате загрязнения поверхности балластными солями имеющих тепловой КПД не более 35—40%. Тяжелые условия обслуживания, связанные с выгрузкой балластных солей, загазованность окружающей среды послужили причиной для замены чренов аппаратами с погружными горелками.

На базе проведенных научно-исследовательских работ в Крымской лаборатории ГИПХа была разработана более прогрессивная технология получения $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Основным агрегатом в схеме служит установка погружного горения.

Выпаривание рапы протекает при пониженных температурах, что способствует более интенсивному выделению балластных солей. Например, плав шестиводного хлористого магния образуется при 137—140 вместо 158—160 °С при чреной выпарке.

Перемешивание раствора под действием потока газов, полученных при сжигании топлива в погружной горелке, способствует более равномерному нагреву и вызывает интенсивное испарение. Использование промежуточных отстойников ускоряет выпадение балластных солей и увеличивает выработку основного продукта, снижает расход топлива. В результате получается плав хлористого магния более высокого качества.

6.8. ВЫПАРИВАНИЕ РАСТВОРОВ ХЛОРИСТОГО КАЛЬЦИЯ

Концентрирование слабых растворов солей в виде отходов химических производств позволяет избежать их выброс в природные водоемы. При этом концентрированные растворы могут быть использованы повторно.

Для получения хлористого кальция в твердом виде применяются щелочные растворы (85% CaCl_2 , 13% NaCl ; 1,5% Ca(OH)_2 ; 0,5% CaSO_4), которые считаются отходами аммиачной соды. Исследования по выпариванию таких растворов показали возможность разработки технологии на базе АПГ (рис. 6.11).

Исходный раствор из трубопровода поступает в гидроциклон 1 и отстойник 2 для отделения твердых посторонних примесей. Осветленный раствор направляется центробежным насосом 3 в резервуар 4, откуда самотеком — в аппарат АПГ 5, имеющий газовую погружную горелку и парогазо-

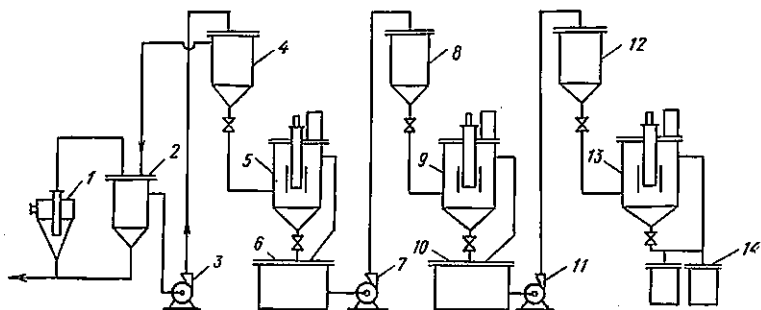


Рис. 6.11. Технологическая схема выпаривания раствора хлористого кальция
1 — гидроциклон; 2 — отстойник; 3, 7, 11 — насосы; 4, 8, 12 — мерные со-
суды; 5, 9, 13 — АПГ; 6, 10 — сборники раствора; 14 — металлические
бочки (тара)

вый сборник. Во время выпаривания в аппарате концентрация раствора возрастает без отложения NaCl и достигает 18% CaCl_2 . При удалении из аппарата упаренный раствор увлекает за собой углекислый кальций, который находится в нем во взвешенном состоянии.

Углекислый кальций непрерывно фильтруется на нутч-филтре 6. Полученный 18%-ный раствор CaCl_2 поступает в резервуар 8 с помощью центробежного насоса 9. Из резервуара раствор подается для дальнейшего выпаривания в АПГ второго каскада 9. Здесь одновременно с выпариванием происходит отложение кристаллов NaCl и повышение концентрации раствора до 42% CaCl_2 .

После охлаждения раствор пропускают через нутч-филтр 10, где выделяются соли химического состава 71,5% NaCl , 9,3% CaCl_2 , 1% нерастворимых и остальное вода. Отфильтрованный раствор, содержащий около 500 г/л CaCl_2 поступает в бак 12, а затем в АПГ третьего каскада 13, где выпаривается до плава с плотностью 1,55 кг/л. Температура расплавленного продукта при выводе его из аппарата достигает 145—148 °С.

Готовый продукт из аппарата 13 разливается в металлические бочки и после охлаждения с содержанием 70% CaCl_2 затвердевает.

Предварительные расчеты показали, что себестоимость плавленного CaCl_2 в четыре раза ниже себестоимости CaCl_2 , полученного при обработке известняка соляной кислотой.

6.9. ПОЛУЧЕНИЕ КРУПНОКРИСТАЛЛИЧЕСКОГО СУЛЬФАТА АММОНИЯ

Кристаллический сульфат аммония $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ широко применяется в сельском хозяйстве в качестве азотистого удобрения и поставляется в основном коксохимической промышленностью.

Существенной характеристикой качества технического сульфата аммония считается его гранулометрический состав. Мелкий продукт легко уплотняется при хранении в твердую монолитную массу. Согласно ГОСТ 9097-74 в сульфате аммония первого сорта количество фракций с размером более 0,25 мм должно быть не менее 85%, высшего сорта — 95%. Более жесткие требования к размерам кристаллов предусмотрены стандартами зарубежных стран.

Промышленное получение сульфата аммония осуществляется кристаллизацией из водных пересыщенных растворов.

Эффективный способ кристаллизации солей сульфата аммония заключается в выпаривании раствора в вакууме. При этом пересыщение достигается вследствие выпаривания путем подвода теплоты через теплопередающую трубчатую поверхность, частичного испарения растворителя за счет понижения температуры раствора в сепараторе и создания вакуума. Выпаривание в таких аппаратах связано с образованием инкрустаций на внутренних стенках, особенно на теплопередающих поверхностях.

Существующие способы борьбы с отложениями солей обычно не гарантируют полное устранение накипеобразования, поэтому аппараты периодически останавливают для промывки.

Высокая эффективность процесса выпаривания соледержащих растворов обеспечивается в выпарных АПГ. Особенно целесообразно применять их для коррозионно-активных растворов.

Фирмой Ozark Mahoning Co (США) создана установка для получения кристаллов сульфата аммония производительностью 250 т/сут. Концентрация исходного раствора 40%, конечная концентрация упаренного раствора 70%. Однако средний размер получаемых кристаллов (0,035 мм) был значительно ниже стандартного.

Аналогичные результаты получены на отечественной установке погружного горения, представляющей собой реконст-

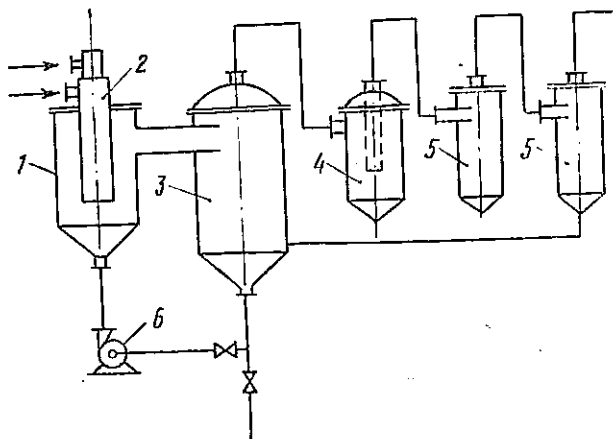


Рис. 6.12. Технологическая схема экспериментальной установки получения сульфата аммония

1 — АПГ; 2 — погружная горелка; 3 — сепарационный сосуд; 4 — каплеуловитель; 5 — циклоны; 6 — насос

руированный промышленный аппарат с паровым обогревом (рис. 6.12).

В греющую камеру аппарата 1 вместо кипяtilьных труб вмонтирована погружная газовая горелка 2. Образующиеся при горении природного газа продукты сгорания барботировали через раствор и поступали вместе с ним в сепаратор 3, из которого парогазовая смесь проходила ловушку 4, два параллельных циклона 5 и выбрасывалась в атмосферу.

Интенсивная циркуляция раствора обеспечивалась разностью плотностей жидкости в сепараторе и газожидкостной смеси в барботажной зоне греющей камеры.

В связи с тем, что размеры кристаллов оказались значительно меньше стандартных, аппарат был рекомендован для концентрирования слабых растворов сульфата аммония до конечной концентрации насыщенного раствора.

Приведенные данные о концентрировании растворов сульфата аммония в АПГ свидетельствуют о том, что непосредственно в аппарате могут быть получены только мелкие кристаллы.

Из теории процесса кристаллизации конечный размер кристаллов зависит от соотношения скоростей образования кри-

сталлических зародышей и отложения на их поверхности растворенного вещества (скорости роста кристаллов) [50].

Крупные кристаллы формируются в том случае, когда основная масса растворенного вещества отлагается на первоначально возникших зародышах и скорость образования новых центров кристаллизации невелика. К режимным факторам, влияющим на размер, относятся пересыщение раствора, скорость его перемешивания и температура.

При увеличении пересыщения раствора скорость образования центров кристаллизации опережает скорость роста кристаллов. Поэтому для возникновения крупных кристаллов процесс должен осуществляться при небольшом пересыщении.

Увеличение размеров кристаллов может достигаться в результате удаления из аппарата части образовавшихся мелких кристаллов. Это уменьшает число центров кристаллизации и способствует росту оставшихся кристаллов.

Такой процесс реализуется в выпарных кристаллизаторах со взвешенным слоем типа Кристалл [51]. Здесь пересыщение имеет место в зоне, отделенной от зоны кристаллизации. Образовавшиеся кристаллы поддерживаются во взвешенном слое вследствие циркуляции раствора, что создает идеальные условия для их роста. Чтобы кристаллы не оседали на дно аппарата и не уносились в циркуляционный контур, линейная скорость раствора должна составлять 0,01—0,02 м/с. Верхний предел ограничен уносом мелких кристаллов, нижний — осаждением крупных.

Аппараты типа Кристалл широко используются для добычи кристаллического сульфата аммония из отходов производства капролактама. В промышленности эксплуатируется большое количество установок с паровым обогревом производительностью 150—300 т/сут.

Рассмотренные особенности работы кристаллизаторов со взвешенным слоем позволяют объяснить причины, которые не позволили получить крупнокристаллический сульфат аммония в выпарных АПГ. Основная из них заключается в отсутствии зоны, где создавались бы благоприятные условия для снятия пересыщения раствора и роста кристаллов.

Киевским политехническим институтом совместно с Северодонецким ПО Азот [1] были разработаны и внедрены конструкции выпарных кристаллизаторов погружного горения со взвешенным слоем, предназначенные для получения крупнокристаллического сульфата аммония (рис. 6.13).

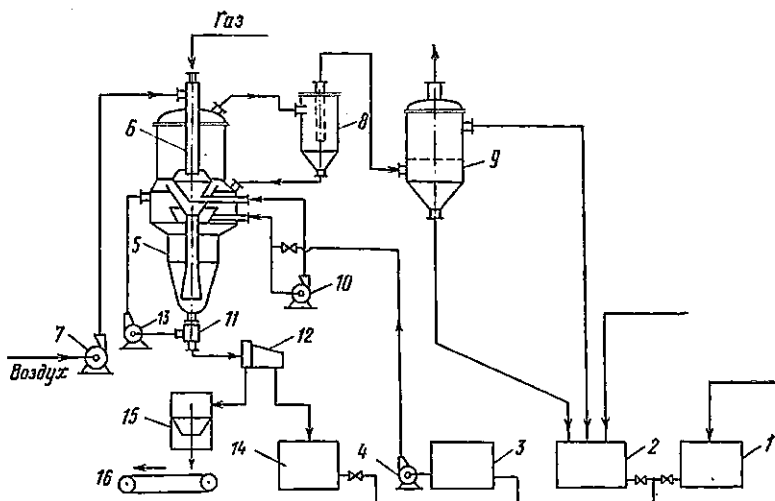


Рис. 6.13. Технологическая схема получения сульфата аммония из отходов производства капролактама

1, 2 — сборники отходов; 3 — смеситель; 4 — насос; 5 — аппарат-кристаллизатор; 6 — погружная горелка; 7 — воздуходувка; 8 — каплеуловитель; 9 — пенный газопромыватель; 10 — циркуляционный насос; 11 — солесборник; 12 — центрифуга; 13 — насос маточника; 14 — сборник маточника; 15 — сушилка кипящего слоя; 16 — транспортер

Поступающие в приемные сборники растворы из цеха лактама 1 и кристаллизаторного цеха 2 смешиваются с маточным раствором в сборнике 3 и затем питательным насосом 4 подаются на упаривание. Выпаривание раствора производится в кристаллизаторе 5 с погружной горелкой 6 за счет отдачи теплоты продуктов сгорания топлива при их непосредственном контакте с упариваемым раствором.

Упаривание раствора происходит при 95 °С. Тепловая мощность газовой горелки 2000 кВт. Воздух на горение подается в горелку воздуходувкой 7. Конусная перегородка 17 разделяет аппарат на две части: верхнюю — сепаратор и нижнюю — кристаллизатор.

Парогазовая смесь из сепарационной части через каплеотделитель 8 поступает в пенный газопромыватель 9, в котором промывается слабым раствором сульфата аммония из сборника 2. Упаренный в греющей камере раствор опускается в кристаллораститель по опускной трубе.

Циркуляция маточного раствора в выпарном кристаллизаторе, осуществляемая циркуляционным насосом 10, организована так, что раствор достигает пересыщения в греющей камере, снимается пересыщение в нижней части аппарата — в кристаллорастителе на уже готовой поверхности образовавшихся кристаллов.

Выросшие до определенного размера кристаллы под действием своей массы осаждаются и выводятся из нижней части кристаллорастителя через солесборник 11 на центрифугу 12. Для улучшения условий вывода суспензии из аппарата солесборник 11 промывается осветленным маточным раствором при помощи циркуляционного насоса 13. Отделенный в центрифуге от соли маточный раствор самотеком по трубопроводу поступает в сборник маточного раствора 14, а отфугованная соль с остаточной влажностью не более 1,7% направляется в сушилку кипящего слоя 15. Сухая соль из сушилки транспортером 16 подается на склад.

Производительность установки 7 тыс. т/год кристаллического сульфата аммония высокого качества обеспечивает снижение затрат в три раза на выпаривание 1 т раствора по сравнению с установкой с паровым обогревом.

Кристаллическая соль, получаемая на установке, однородна, соответствует требованиям продуктов высшего качества и характеризуется следующими показателями:

средний размер кристаллов 1,2 мм;
содержание свободного азота 21%;
влажность 0,2%;
цвет — белый.

6.10. КОНЦЕНТРИРОВАНИЕ РАСТВОРОВ МИНЕРАЛЬНЫХ КИСЛОТ

Во многих производствах химической промышленности получают отходы разбавленных минеральных кислот, которые можно после их концентрирования использовать повторно в технологических процессах. Решение этой задачи встречает целый ряд трудностей, среди которых:

отсутствие кислотостойких металлов, пригодных для изготовления выпарных аппаратов и нагревательных элементов, работающих при высоких температурах кипения;

экологические проблемы, связанные с выбросами паров кислоты в окружающую среду;

физико-химические свойства кислоты и примесей, находящихся в ее растворах.

Чаще всего приходится иметь дело с выпариванием растворов серной, фосфорной и соляной кислот, которые отличаются высокой агрессивностью и требуют весьма умелого аппаратного оформления.

Процесс концентрирования растворов серной кислоты состоит в удалении воды методом нагрева и испарения. Установлено, что при кипении растворов, содержащих до 60—70% H_2SO_4 при $t < 150^\circ\text{C}$ испаряется только вода. Дальнейшее концентрирование раствора вызывает вместе с парами воды испарение серной кислоты. При достижении содержания 98% H_2SO_4 и температуре 320—330 $^\circ\text{C}$ происходит максимальное испарение кислоты.

В зависимости от способа нагрева аппараты, предназначенные для выпаривания растворов серной кислоты, разделяются на реторты (теплота от топочных газов передается через стенку к растворам) и концентраторы (имеется непосредственное соприкосновение топочных газов с раствором).

В связи с тем, что растворы серной кислоты при кипении чрезвычайно интенсивно разрушают металлы и сплавы, современные концентраторы выполняют в виде стальных сварных сосудов, внутри футерованных кислотоупорными материалами (керамические глазурованные плитки, диабазовые или ферросилитовые плитки на замазках из жидкого стекла).

Реторты отливают и легированных чугунов, однако при толщине стенок 60 мм срок их службы не превышает 12—19 месяцев.

На химических предприятиях США применяют барабанный концентратор Chemico производительностью до 200 т/сут. (Раствор серной кислоты упаривается за счет непосредственного контакта с горячими газами, образующимися при сгорании топлива [2]). Концентратор состоит из трех отделений, где последовательно ведется упаривание раствора с помощью барботажных труб, по которым поступают газы 680—700 $^\circ\text{C}$.

Регенерированная кислота, содержащая 92—94% H_2SO_4 отводится с концентратора через холодильник, а отходящие газы проходят очистку в электрофильтрах для удаления капелек серной кислоты.

Установлено, что расход жидкого топлива на выпаривание 1000 кг раствора серной кислоты в концентраторе Chemico составляет 50—55 кг.

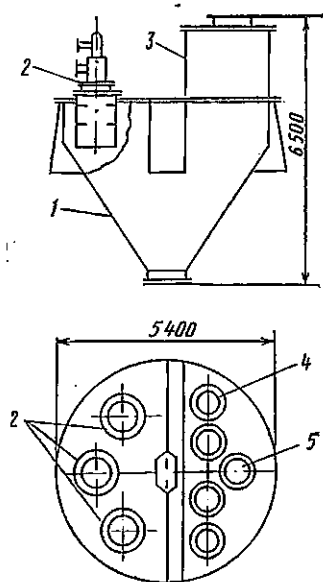


Рис. 6.14. Аппарат погружного горения для концентрирования раствора серной кислоты

1 — корпус; 2 — погружная горелка; 3 — парогазосборник; 4 — взрывные мембраны; 5 — штуцер для отвода парогазовой смеси

горелки и циркуляционная труба изготавливаются из ферросилида, весьма кислотостойкого и термостойкого материала.

Продукты сгорания, насыщенные до 60—70% парами воды с температурой около 150 °С, выводятся из АПГ через горловину крышек в скрубберное устройство для конденсации паров и очистки газов перед выбросом в атмосферу.

При проектировании таких аппаратов с погружной горелкой необходимо учитывать, что футеровка значительно уменьшает объем сосуда и увеличивает массу аппарата. Материал для футеровки выбирают по коррозионной стойкости в рабочей среде с учетом температуры испарения раствора. Корпус и погружная горелка должны обладать достаточной прочностью и устойчивостью в работе.

Полученную кислоту, содержащую 75—77% H_2SO_4 , используют в производстве суперфосфатных удобрений.

Более совершенными выпарными аппаратами для концентрирования растворов серной кислоты считаются АПГ производительностью 10 т/ч (рис. 6.14). Практика показала, что выпаривать растворы серной кислоты в АПГ целесообразно до концентрации 65—68% H_2SO_4 . Цилиндрический сосуд аппарата внутри футерован кислотоупорным кирпичом с заделкой штуцеров для загрузки и выгрузки раствора. На крышке аппарата установлена погружная горелка с выносной камерой для сжигания топлива. Барботажная труба, прикрепленная к камере сгорания, выполнена из кислотоупорного чугуна.

В некоторых аппаратах используют погружные горелки, работающие на природном газе и расположенные в циркуляционной трубе для перемешивания раствора. Корпус погружной горелки

По данным эксплуатации такие аппараты имеют срок службы не менее трех лет.

В производстве минеральных удобрений широко используются процесс концентрирования экстракционной фосфорной кислоты.

Высокая агрессивность раствора вынуждает применять различные конструкции выпарных аппаратов, но для концентрирования растворов фосфорной кислоты остаются АПГ, выполненные в кислотостойком исполнении. В этом случае они представляют собой футерованные сосуды, на крышке которых смонтированы погружные горелки.

Фирма Collier Carbon (США) разработала компактную установку погружного горения для концентрирования экстракционной фосфорной кислоты с 26 до 54% P_2O_5 производительностью 13—16 т/ч. Отмечается, что ее основной недостаток — повышенные выбросы в атмосферу с уходящими газами тумана фосфорной кислоты и фтористых соединений.

Для утилизации и обезвреживания газовых выбросов сооружена абсорбционная установка, обеспечивающая предельно допустимую концентрацию вредных примесей в атмосфере около 0,02 мг/м³.

В отечественных фосфорных удобрениях используется экстракционная фосфорная кислота с содержанием 54—76% P_2O_5 . Повышение концентрации кислоты сопровождается интенсивным уносом с отходящими газами вредных паров фосфорной кислоты и фтористых соединений [52]. Очистка и обезвреживание газовых выбросов требуют весьма сложной технологии. Санитарные нормы по содержанию P_2O_5 в воздухе населенных мест составляют 0,05, а фтористых соединений 0,02 мг/м³.

В практике очистки дымовых газов АПГ от вредных примесей используют скрубберные установки насадочного типа с орошением абсорбента при плотности орошения 0,007 м³/ / (м²·с) и температуре циркулирующего раствора не более 60—70 °С.

Отходящие газы фосфорных производств, содержащие фосфор, фтор, оксид углерода и другие токсические соединения, обычно обезвреживаются в турбулентных промывателях типа аппаратов Вентури с применением раствора соды, уротропина и других абсорбентов. За рубежом из отходящих газов получают кремнефтористоводородную кислоту, что позволяет снизить затраты на очистку в два раза.

6.11. РЕГЕНЕРАЦИЯ РАСТВОРОВ СЕРНОЙ КИСЛОТЫ В ПРОИЗВОДСТВЕ ДИОКСИДА ТИТАНА

Для получения тонны диоксида титана TiO_2 требуется 2,25 т ильменита и 3—4,5 т серной кислоты. В результате разложения ильменитовой руды получают шесть-семь тонн разбавленного раствора, содержащего около 20% H_2SO_4 и 7—7,5% $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$. Кроме того, в растворе содержатся сульфаты Al, Ca, Mg, V в количестве не более 2%.

В практике производства титановых белил существует несколько технологических схем регенерации растворов серной кислоты, из которых наиболее опробированы установки фирм Nordak (Англия) и New Dzeron Zinc (США), где используются аппараты с погружными горелками.

На некоторых предприятиях отходы растворов серной кислоты составляют до 10 т/ч и вопросы регенерации растворов серной кислоты имеют большое значение как по экономическим, так и по экологическим соображениям.

Выпаривание растворов серной кислоты всегда затруднялось отсутствием коррозионно-стойких материалов для изготовления оборудования. Только с использованием АПГ удалось решить эту сложную проблему.

Технологическая схема установки фирмы предназначена для концентрирования гидролизной серной кислоты в производстве диоксида титана (рис. 6.15).

Раствор из сборника 1 подается центробежным насосом 2 в ванну оросительного теплообменника 5. Избыток раствора переливается через переливной штуцер в трубу и возвращается обратно в сборник. Уровень кислоты в ванне оросительного теплообменника регулируется автоматическим клапаном, установленным на линии подачи раствора в концентратор 10. Находящийся в ванне раствор гидролизной кислоты с помощью встроенного насоса 17 циркулирует и используется для орошения теплообменника.

Концентратор раствора снабжен погружной горелкой, способной работать на жидком или газообразном топливе. Испарение раствора происходит при непосредственном контакте дымовых газов с раствором. Парогазовая смесь удаляется из концентратора, проходит по свинцовым трубам оросительного теплообменника 5, где охлаждается и уходит в вытяжную трубу 6.

Для интенсивного подогрева орошаемого раствора в верхней части оросительного теплообменника имеется осевой вен-

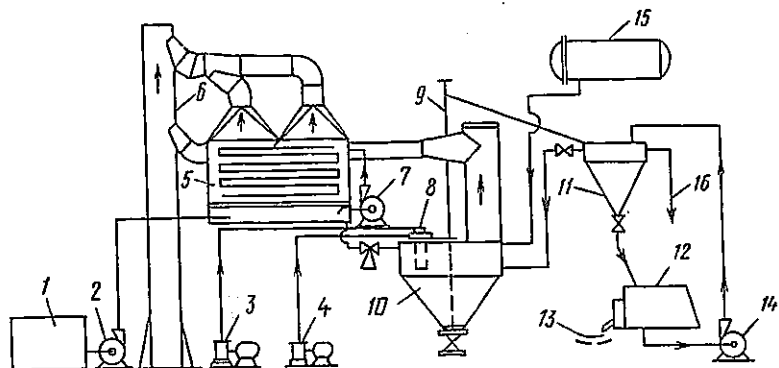


Рис. 6.15. Технологическая схема установки для выпаривания отработанной кислоты в производстве титановых белил

1 — сборник отработанной кислоты; 2 — центробежный насос; 3 — газодувка; 4 — воздуходувка; 5 — оросительный теплообменник; 6 — вытяжная труба; 7 — циркуляционный насос; 8 — погружная горелка; 9 — эрлифт; 10 — АПГ; 11 — отстойник; 12 — центрифуга; 13 — транспортер для удаления солей; 14 — насос; 15 — сборник кислоты для пуска аппарата; 16 — сливная труба

тилятор, с помощью которого из камеры отводятся пары, образующиеся при нагреве и испарении исходного раствора при 45°C .

В условиях работы установки ведется испарение при $118\text{--}120^{\circ}\text{C}$ и концентрации гидролизной кислоты не более 56% H_2SO_4 . При этом растворимость железного купороса понижается и он кристаллизуется в виде пульпы ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$), осаждающейся на дне концентратора. Для улучшения кристаллизации пульпа должна непрерывно перемешиваться воздушной струей, поступающей около дна погруженной трубы эрлифта 9, с помощью которой пульпа выгружается в отстойник 10.

В отстойнике кристаллы $\text{FeSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ осаждаются, а осветленный раствор по переливной трубе возвращается в концентратор или отводится по трубопроводу 13 в хранилище готовой продукции. Отстойник в нижней части аппарата имеет рубашку для охлаждения пульпы, поступающей в отстойную центрифугу 11. Равномерная подача пульпы в центрифугу обеспечивается шнековым питателем, установленным на спускном штуцере отстойника.

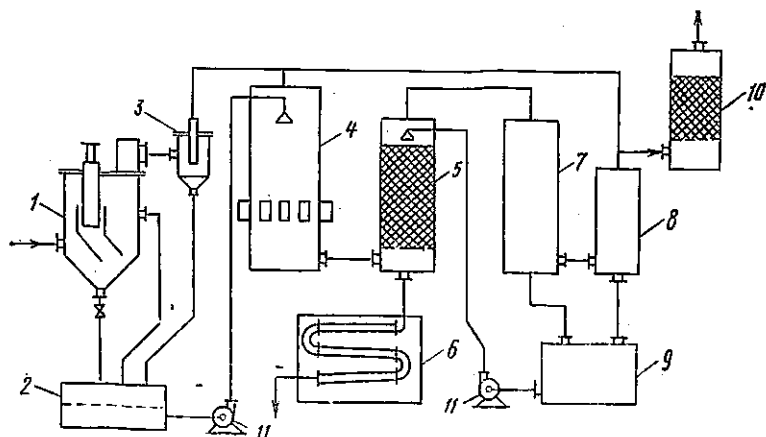


Рис. 6.16. Регенерация отработанного раствора серной кислоты в производстве диоксида титана

1 — АПГ; 2 — фильтр; 3 — каплеуловитель; 4 — контактный аппарат оросительного типа; 5 — скруббер; 6 — охладитель; 7 — газоочистка; 8 — циклон; 9 — сборник; 10 — скруббер; 11 — насосы

Образованные кристаллы $\text{FeSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ из центрифуги выгружаются на транспортер 13 и направляются в барабанную сушилку для получения сухой соли.

В установку для концентрации раствора гидролизной кислоты входит вспомогательное оборудование (центробежные насосы, компрессоры, сборники и хранилища сырья и готовой продукции, а также мазутное хозяйство, необходимое для обеспечения работы погружных горелок). Установка оснащена контрольно-измерительными приборами и автоматической системой управления технологическими процессами.

Гидролизная кислота отличается высокой агрессивностью к углеродистой стали, поэтому все оборудование выполняется в коррозионно-стойком исполнении. Хранилища, сосуды и концентратор имеют надежную защиту в виде гуммировки и последующей футеровки кислотоупорными материалами.

В производстве диоксида титана используется установка фирмы New Dzeron Zinc (рис. 6.16).

Процесс регенерации отработанной серной кислоты включает:

- двухстадийное упаривание;
- введение осадителя (фторид натрия);
- охлаждение и отделение выпавших солей путем фильтрации.

Отработанный раствор упаривается в АПГ 1 до концентрации 35—40% H_2SO_4 , а затем поступает на доупаривание в контактный аппарат 4 распылительного типа, где обезвоживание раствора проводится в потоке продуктов сгорания, полученных при сжигании жидкого или газообразного топлива в топке.

После двухстадийного упаривания концентрация раствора повышается до 75—80% H_2SO_4 . Обезвоженные сульфаты выводят из контактного аппарата с помощью выгрузочного устройства. Концентрированный раствор кислот кислот из скруббера 5 поступает в холодильник 6, а затем направляется на склад. Установка содержит оборудование для очистки отходящих газов.

Современная технологическая схема регенерации гидролизной кислоты производит диоксид титана (рис. 6.17). Ис-

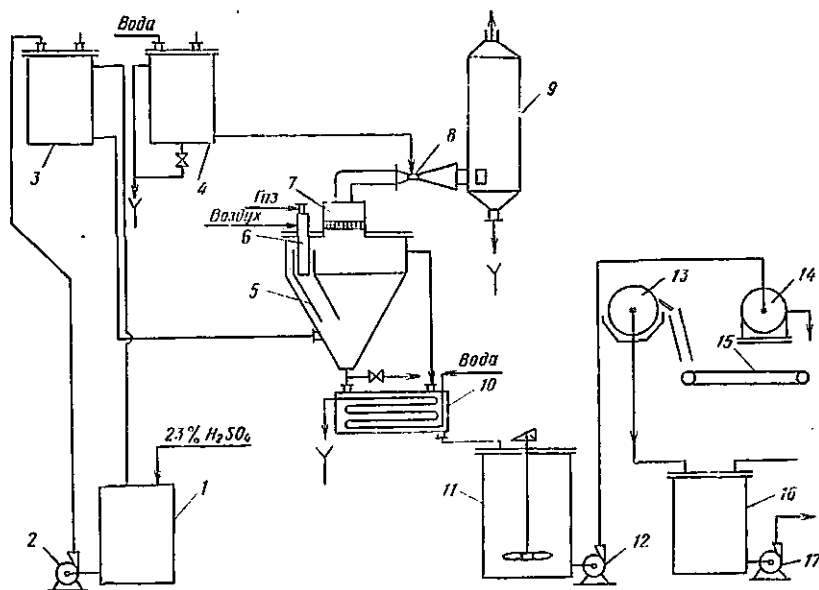


Рис. 6.17. Технологическая схема регенерации гидролизной кислоты

1 — сборник исходного раствора; 2 — насос; 3, 4 — мерные сосуды; 5 — выпарной АПГ; 6 — погружная горелка; 7 — парогазосборник с жалюзийным каплеуловителем; 8 — эжектор; 9 — сепаратор; 10 — охладитель; 11 — сборник; 12 — насос; 13 — барабанный фильтр; 14 — центрифуга; 15 — транспортер; 16 — сборник продукта; 17 — насос

ходный раствор, содержащий 20—23% H_2SO_4 поступает в сборник 1. Отсюда раствор перекачивается насосом 2 в напорный бак 3, уровень в котором поддерживается постоянным благодаря переливу избыточной кислоты обратно в сборник 1.

Из напорного бака 3 гидролизная кислота самотеком по трубопроводу подается в выпарной АПГ 5, подача кислоты в который регулируется автоматическим клапаном в зависимости от уровня в аппарате (поддерживается постоянным).

На крышке выпарного аппарата установлены три погружные горелки, работающие на газообразном топливе. Природный газ подается в горелки под давлением 0,17 МПа из общецехового газопровода. Сжатый воздух поступает от воздухоудовки под давлением 0,12—0,13 МПа с коэффициентом избытка $\alpha=1,6$. Газовоздушная смесь зажигается запальником с электроискровым запалом.

В процессе барботажки продуктов сгорания с помощью циркуляционных труб в аппарате образуется парогазовая смесь, которая при 115—120 °С удаляется через жалюзийный брызгоуловитель 7, затем поступает в трубу Вентури 8 и скруббер 9 для конденсации паров и последующего удаления газов через дымовую трубу в атмосферу. Скруббер орошается технической водой, в результате чего в нем происходит дополнительная очистка газов от уноса кислоты и охлаждение их до 80 °С. Орошаемая вода после скруббера сливается в канализацию на последующую нейтрализацию и очистку.

В процессе упаривания раствора кислоты образуются кристаллы сульфата железа, которые осаждаются в виде пульпы на дно выпарного аппарата. Пульпа через автоматически регулируемый клапан сливается в холодильник 10, где охлаждается водой до 40 °С и поступает в сборник 11, откуда подается в барабанный вакуум-фильтр для отделения кристаллов сульфата железа. Полученные соли сбрасываются на транспортер 15 и отгружаются на склад.

Раствор, содержащий 55% H_2SO_4 направляется на производство суперфосфата для разложения апатита.

Основным аппаратом в технологической схеме служит выпарной АПГ (рис. 6.18), представляющий собой сосуд диаметром 3200 мм с коническим днищем и крышкой, на которой расположены три горелки суммарной производительностью 6,3 МВт. Каждая горелка установлена в циркуляционной трубе и погружена в раствор на 450—500 мм.

Продукты сгорания, выходящие из камеры горелок с температурой 1400°C барботируют раствор и устремляются вверх по кольцевому сечению, образованному корпусом горелки и циркуляционной трубой, одновременно увлекают за собой раствор и обеспечивают его нагрев и испарение. В это время продукты сгорания насыщаются парами воды и выбрасывают упаренный раствор через верхние окна циркуляционной трубы в сепарационное пространство аппарата, а

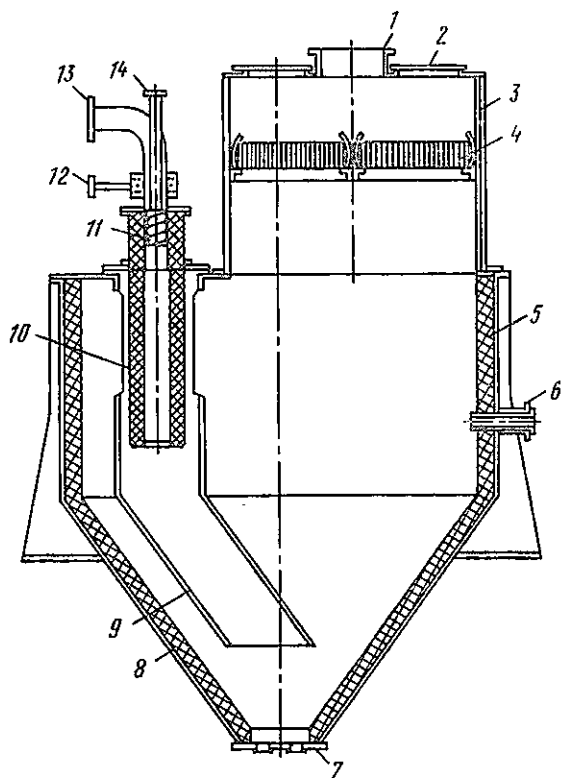


Рис. 6.18. Выпарной аппарат с погружной горелкой, расположенной в циркуляционной трубе

1 — вытяжной штуцер; 2 — взрывные мембраны; 3 — парогазосборник; 4 — жалюзийный каплеуловитель; 5 — корпус; 6 — наливной штуцер; 7 — спускной штуцер; 8 — кислотостойкая футеровка; 9 — циркуляционная труба; 10 — погружная горелка; 11 — завихритель; 12 — газопровод; 13 — воздуховод; 14 — устройство для прибора погасания пламени

нижние слои раствора устремляются в циркуляционные трубы под действием эрлифтного всасывания.

Отработанные газы с температурой 115—120 °С из сепарационного пространства поступают в жалюзийное устройство для улавливания капель раствора, уносимых потоком газа.

Важное значение в работоспособности аппарата имеет его конструктивное оформление в части защиты от коррозионного разрушения. Внутренняя поверхность корпуса, как правило, гуммирована и защищена слоем кислотоупорной футеровкой. Крышка и сепарационная камера также выполнены в коррозионнотойком исполнении.

Погружные горелки изготавливаются из кислотостойкого чугуна, циркуляционные трубы — из стали, поверхность которых освинцована гомогенным способом, камера сгорания имеет огнеупорную футеровку.

Технические характеристики аппарата:

рабочая емкость, м ³	63
производительность по концентрированному раствору, т/ч	20
давление, МПа	≤ 0,07

Опыт работы установки регенерирования раствора серной кислоты показал, что можно вести процесс выпаривания в широком диапазоне температур и концентраций получаемого продукта.

6.12. РЕГЕНЕРАЦИЯ ОТРАБОТАННЫХ ТРАВИЛЬНЫХ РАСТВОРОВ

На многих машиностроительных и металлургических заводах используют травление металлов и изделий с целью удаления с их поверхности оксидов, образовавшихся после термической обработки и прокатки.

Травление металлов осуществляется в растворах кислот с подогревом в травильных ваннах до 60—70 °С посредством острого пара, поступающего в свинцовые барботеры. При этом действие раствора снижается за счет образования солей и разбавления его конденсатом пара. Когда содержание кислоты в растворе снижается с 20 до 6% H_2SO_4 , а содержание солей возрастает до 100 г/л, отработанный раствор из ванны удаляют и направляют на регенерацию.

Такой способ травления считается устаревшим, поскольку в процессе конденсации греющего пара разбавляется раствор

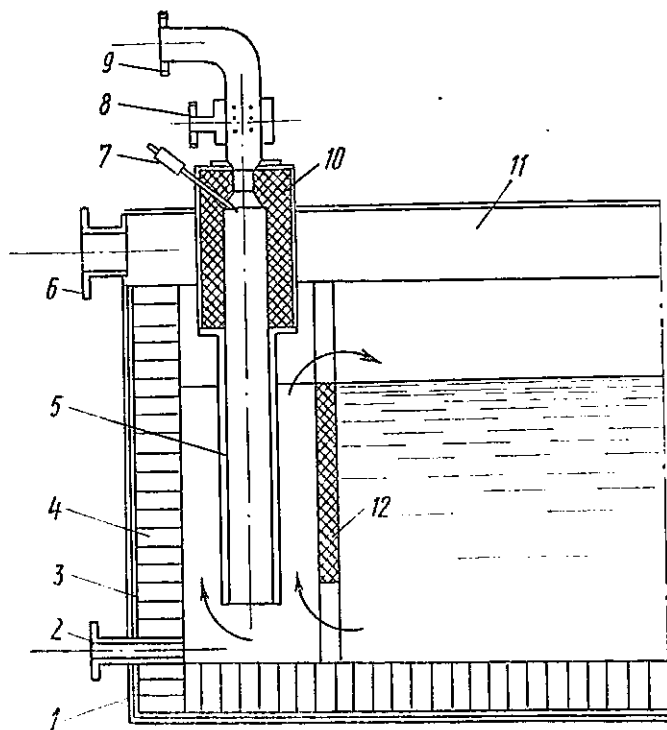


Рис. 6.19. Травильная ванна с погружной горелкой

1 — корпус; 2 — сливной штуцер; 3 — резиновое покрытие; 4 — кислотоупорная футеровка; 5 — барботажная труба; 6, 9 — штуцеры для природного газа; 7, 8 — подача воздуха; 10 — камера сгорания; 11 — коробчатый отсос; 12 — кислотоупорная перегородка

кислот и для завершения процесса требуется периодически добавлять кислоту.

На современных заводах травление металлов выполняют в растворе серной кислоты, а раствор нагревают с помощью погружных горелок, расположенных непосредственно в ваннах [53] (рис. 6.19).

Погружные горелки, работающие на природном газе, при выбросе продуктов сгорания создают в травильных ваннах циркуляцию раствора. Благодаря эрлифтному действию пузырьков газа, движущихся в стесненных условиях отсека, раствор выбрасывается через перегородку. Таким образом,

травильный раствор совершает циркуляционное движение вдоль ванны и тем самым ускоряет процесс травления.

Для поддержания температуры раствора в пределах 60—70 °С используют погружные горелки с удельным расходом природного газа 4—5 м³ на 1 т раствора. В процессе травления автоматически ведется регулирование производительности погружной горелки в зависимости от температуры раствора в ванне. При таком способе нагрева травильного раствора повышается производительность травильных ванн и в 1,5 раза сокращается время травления по сравнению с паровым обогревом.

Устройство нагрева травильного раствора с помощью погружных горелок создает благоприятные условия труда для рабочих, так как отходящие газы отсасываются с бортовых желобов и исключаются выбросы пара в помещение.

Опыт работы предприятий по обработке цветных металлов показал, что использование погружных горелок оправдывает себя не только для подогрева раствора в травильных ваннах, но и для регенерации отработанных травильных растворов (ОТР).

Травление меди и ее сплавов производится, как правило, в 20%-ном растворе серной кислоты, а регенерация ОТР на большинстве заводов — в вакуум-испарителях с паровым обогревом.

В процессе концентрирования ОТР на поверхностях нагрева образуются осадки солей и продуктов коррозии металла, в результате резко снижается теплопередача и аппараты вынуждены останавливать на периодическую чистку.

Для обеспечения непрерывного и высокопроизводительного производства по регенерации ОТР начали внедрять специальные аппараты с погружными горелками (рис. 6.20). Выпаривание ОТР протекает при атмосферном давлении и достигается за счет непосредственного соприкосновения продуктов сгорания с раствором, который подвергается нагреву и испарению пузырьками газа, выбрасываемого из сопла погружной горелки.

Между газовыми пузырьками и раствором происходит интенсивный тепло- и массообмен, в процессе которого пузырьки отдают жидкости свою теплоту и одновременно насыщаются парами воды. Процесс тепло- и массообмена завершается, когда температура насыщения пузырьков и жидкости достигают равновесия, т. е. температуры мокрого термометра. При этом

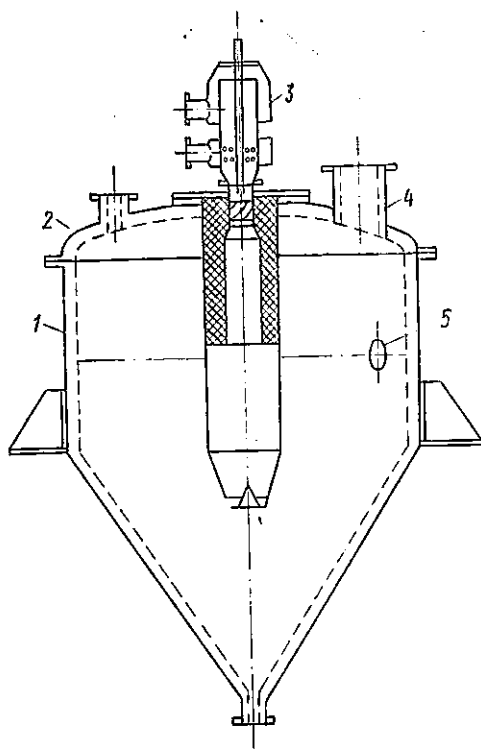


Рис. 6.20. Аппарат погружного горения

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — погружная горелка; 4 — штуцер для удаления парогазовой смеси; 5 — переливной штуцер

движение лузьярков на поверхность жидкости сопровождается их разрушением и выбросом парогазовой смеси с температурой на 1—2 °С выше, чем испаряемого раствора. Это свидетельствует о том, что коэффициент использования теплоты сгорания топлива достигает 95—96% и теплотери в окружающую среду незначительны.

Исследования показали, что температура испарения растворов зависит от исходной температуры продуктов сгорания, физико-химических свойств и концентрации раствора.

Техническая характеристика процесса выпаривания раствора в АПГ приведена ниже:

Температура продуктов сгорания, °С	1000	1200	1400	1600	1800
Равновесная температура испарения, °С	78	82	84	85	86
Влагосодержание парогазовой смеси, г/м ³ сухого газа	623	841	988	1120	1250
Парциальное давление водяных паров, кПа	43,72	51,32	55,59	57,85	57,85

При сжигании природного газа в погружную горелку необходимо подавать избыток воздуха $\alpha=1,2-1,3$ с таким расчетом, чтобы достигалась полнота сгорания топлива и температура в камере сгорания не превышала 1700 °С. Конструкция погружной горелки должна иметь камеру смешения природного газа с воздухом и подача смеси в камеру сгорания через кратер должна превышать скорость распространения пламени. Для уменьшения теплотерь и равномерного каталитического горения природного газа камера сгорания оснащена огнеупорной футеровкой (шамот).

Для выброса продуктов сгорания в жидкость используют различные барботажные устройства в виде распределительных тарелок, решеток и перфорированных труб, изготовленных из коррозионностойких материалов.

Корпус горелки в некоторых случаях располагают на крышке аппарата, а барботажные трубы погружают в раствор на глубину не более 0,5 м. Чем больше глубина погружения барботажных труб, тем выше гидравлическое сопротивление и, следовательно, больше возрастают энергетические расходы на подачу воздуха и газа в погружную горелку.

Большинство АПГ работают при атмосферном давлении и для подачи воздуха и газа используют обычные газодувки. Защиту стального корпуса и крышки аппарата осуществляют посредством кислотостойких покрытий и футеровок.

Производительность АПГ определяется количеством сжигаемого природного газа. Практика показала, что на испарение 10—13 кг воды необходимо израсходовать 1 м³ газа с теплотой сгорания 32—36 тыс. кДж/м³.

Для регенерации отработанных травильных растворов могут быть рекомендованы технологические схемы, представленные на рис. В.1 и рис. 6.17, нашедшие применение для концентрирования растворов серной кислоты.

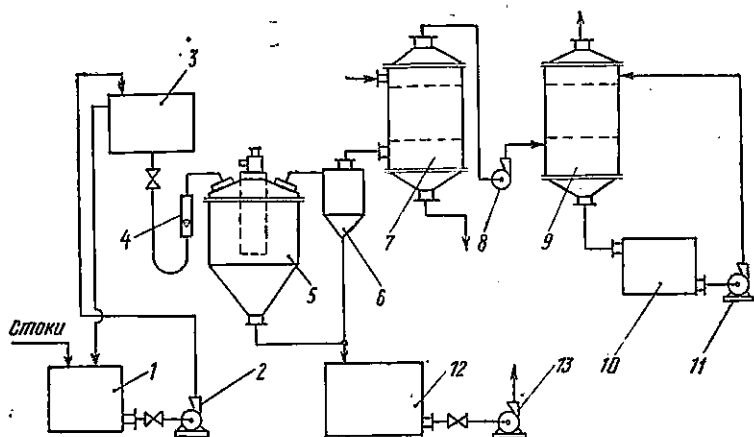


Рис. 2.1. Технологическая схема установки регенерации кислых сточных вод
1 — бак исходных кислых стоков; 2, 11, 13 — насосы; 3 — напорный бак; 4 — ротаметр; 5 — АПГ; 6 — каплеотделитель; 7, 9 — скрубберы; 8 — вентиль; 10 — сборник щелочи; 12 — сборник концентрата

При разработке технологической схемы регенерации ОТР необходимо обращать внимание на процессы кристаллизации и выделение солей на центрифугах. Процесс кристаллизации обычно ведут в аппаратах с мешалкой и рубашкой для поверхностного охлаждения водой.

Концентрацию ОТР выполняют АПГ до содержания серной кислоты не более 40—50%, при этом не всегда достигается полное насыщение раствора солями.

В том случае, когда раствор не достиг насыщения рекомендуется в кристаллизатор загрузить недостающее количество соли, полученной на центрифуге. Если требуется более интенсивное охлаждение и выделение кристаллизующихся солей, в аппарате создают вакуум с помощью водокольцевого вакуум-насоса типа РМК. Охлаждение раствора с 103 до 25 °С обеспечивает интенсивное выделение слей. Полученная пульпа самотеком подается в центрифугу пульсирующего действия для получения солей и маточника. Соль из центрифуги выгружается на транспортер, а затем транспортируется на склад.

Технико-экономические расчеты показали, что в результате внедрения установки погружного горения для регенерации ОТР можно вернуть в производство в течение одного года

12 т меди, 80 т сульфата цинка и около 200 т серной кислоты.

Технологическая схема установки представлена на рис. 6.21. Исходные кислые сточные воды насосом 2 из сосуда 1 подаются в напорный бак 3, а затем через ротаметр 4 поступают в АПГ для выпаривания. При десятикратном выпаривании получают раствор с содержанием до 3% серной кислоты, который сливается в сборник 12.

Для создания высокопроизводительной установки рекомендуется использовать АПГ согласно ОСТ 26-01-74-78 производительностью 28660 кг/ч с тремя погружными горелками тепловой мощностью 8 МВт каждая.

Парогазовая смесь из аппарата погружного горения через каплеотделитель 6 поступает в скруббер 7, где происходит конденсация паров воды в процессе охлаждения проточной водой. Полученный конденсат с водой сливается в систему оборотного водоснабжения. Охлажденные газы с помощью вентилятора 8 поступают во второй скруббер 9, где они промываются 5% раствором щелочи перед выбросом в атмосферу. Для приготовления щелочного раствора предусмотрены сборник 10 и циркуляционный насос 11.

Концентрированные стоки из сборника 12 насосом подаются на смещение с ОТР, а затем направляются на совместную регенерацию и извлечение меди и солей цветных металлов. Некоторая часть этого раствора расходуется на приготовление исходного травильного раствора.

Создание комплексной установки регенерации кислых сточных вод позволяет получить в объеме 85% очищенных сточных вод, пригодных для использования в системе оборотного водоснабжения, в том числе для повторной промывки изделий после травления.

На заводах на обработку цветных металлов расходуется до 50 м³/ч воды (для промывки металла после травления) загрязняется солями цветных металлов (CuSO_4 , ZnSO_4 и др.) и содержит около 2000 мг/л серной кислоты. Такие кислые воды обрабатывают известковым молоком и после очистки сливают в природные водоемы. Полученный шлам вывозят на захоронение за пределы города. Расходы по обезвреживанию кислых сточных вод и вывоз шлама значительно удорожают выпускаемую продукцию.

В целях уменьшения расходов и создания безотходного производства была сооружена установка для обезвреживания сточных вод в АПГ.

6.13. НАГРЕВ СЕРНОКИСЛОТНЫХ РАСТВОРОВ В ВАННАХ ТРАВЛЕНИЯ ЧЕРНЫХ МЕТАЛЛОВ

Травление черных металлов производится раствором, содержащим: 18—20% H_2SO_4 , 3—5% $NaNO_3$, 3—5% $NaCl$, 76—70% H_2O .

Технология травления проката черных металлов предусматривает нагрев раствора до 75—85 °С путем ввода в ванну перегретого пара через барботажное устройство. При рабочей вместимости ванны 115 м³ расход пара составляет 1,5—2 т/ч. Подогрев травильного раствора перегретым паром имеет ряд существенных недостатков, которые снижают эффективность травления металла:

- снижение концентрации серной кислоты в растворе в результате разбавления его конденсатом пара;
- неравномерность концентрации в объеме ванны;
- увеличение расхода кислоты на травление металла.

Кроме того, испарения с поверхности раствора в открытых ваннах ухудшают санитарно-гигиенические условия труда. Подобный способ не лучший как с технологической, так и с экономической точки зрения.

Нагрев травильного раствора с помощью погружной горелки имеет ряд преимуществ [54]:

- травление металлов можно вести при температуре около 60 °С, т. е. на 10—15 °С ниже, чем при обогреве паром;
- расход серной кислоты снижается примерно в два раза, так как раствор не разбавляется;
- время пребывания раствора в ванне увеличивается в два раза;
- энергетические и капитальные затраты значительно уменьшаются.

Однако газовый нагрев травильных растворов при непосредственном вводе продуктов сгорания в объект ванны имеет существенный недостаток. Продукты сгорания после барботажа с поверхности зеркала раствора попадают в помещение, что создает загазованность окружающей среды, требующей хорошей вентиляции.

УкрНИИхиммашем разработана конструкция аппарата с погружной горелкой, исключающей выброс продуктов сгорания с поверхности раствора (рис. 6.22). Это позволяет обеспечить санитарно-гигиенические нормы условий труда и улучшить технологические и экономические показатели процесса травления.

Подогрев раствора происходит вне ванны с непрерывной циркуляцией подогретого травильного раствора. Циркуляция

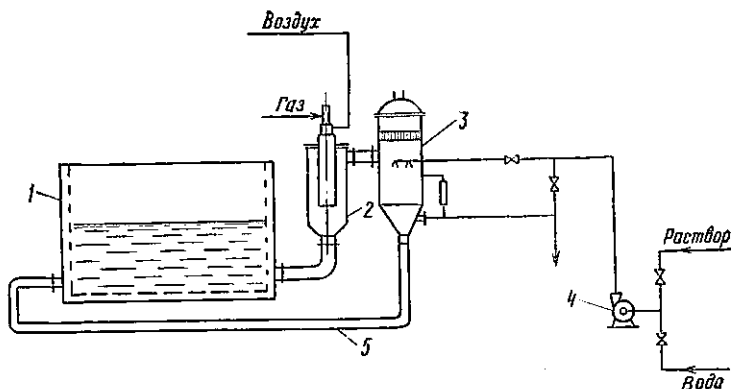


Рис. 6.22. Принципиальная схема установки для подогрева травильного раствора

1 — травильная ванна; 2 — погружная горелка, расположенная в циркуляционной трубе; 3 — корпус сепаратора; 4 — насос исходного раствора и воды; 5 — циркуляционный трубопровод

обеспечивает направленное движение раствора в ванне, равномерное смывание поверхности погруженного металла и стабильность концентрации раствора и температуры во всем объеме.

Продукты сгорания из нагревателя с погружной горелкой отводятся в атмосферу.

Травление листового проката осуществляется в травильной ванне, в которую листы погружаются пакетом с необходимым техническим зазором между листами. Затраты теплоты на нагрев погруженного в травильную ванну металла снижают температуру раствора, которая в течение короткого времени восстанавливается. После травления пакет промывается в ваннах с горячей и холодной водой.

Благодаря эрлифтному эффекту продуктов сгорания раствор из ванны по всасывающему трубопроводу поступает к погружной горелке, где нагревается и через сепаратор возвращается в ванну. Таким образом создается непрерывная циркуляция травильного раствора по замкнутому контуру, что обеспечивает равномерное смывание поверхности травильных листов.

Вследствие частичного испарения воды из раствора в нагревателе, а также технологических потерь, происходит понижение уровня раствора в системе. Нормальный уровень и

концентрация травильного раствора в системе поддерживаются автоматически. Часть промывной воды (70—80%) поступает в раствор через форсунки, установленные в сепараторе, а остальное — под уровень раствора в аппарате.

Благодаря контакту распыленной из форсунок жидкости с парогазовой смесью в сепараторе происходит ее охлаждение и частичная конденсация, что уменьшает потери теплоты с уходящими газами. Контроль за работой установки осуществляется с пульта управления.

Система автоматики включает устройства безопасности, обеспечивающие отключение погружной горелки при нарушении режима и погасания пламени.

В качестве нарушений режима могут быть:

- повышение давления природного газа более 0,09 МПа;
- понижение давления природного газа менее 0,04 МПа;
- понижение давления воздуха менее 0,02 МПа;
- отсутствие электроэнергии и воздуха для питания контрольно-измерительных приборов;
- понижение сопротивления горелки менее 0,002 МПа;
- повышение сопротивления горелки более 0,008 МПа;
- отсутствие факела пламени горелки.

Техническая характеристика установки приведена ниже:

Вместимость ванны, м ³	
рабочая	115
номинальная	126
Массовый состав травильного раствора, %	
исходного	
Na ₂ SO ₄	18—20
NaNO ₃	3—5
NaCl	3—5
H ₂ O	70—76
отработанного	
H ₂ SO ₄	10—12
NaNO ₃	до 1
NaCl	2,5—3
Fe(SO ₃) ₃	3—4
H ₂ O	81—87
окалина	25—30 ч/л
Температура, °C	
травильного раствора	65—85
парогазовой смеси	66—86
Масса погружаемого металла, т	10—30
Тепловая мощность подогревателя, МВт	0,6
Номинальный расход, м ³ /ч:	
природного газа	70
воздуха	990
Давление перед горелкой, МПа:	
природного газа	0,07
воздуха	0,03

Значительные количества сульфата железа образуются в отработанных травильных растворах, из которых его выделяют в виде железного купороса или одноводного сульфата железа кристаллизацией при упаривании раствора в АПГ или в выпарных аппаратах под вакуумом.

Кристаллизацию осуществляют во вращающихся барабанах непрерывного действия или центрифугированием.

Сульфат железа и железный купорос, получаемый из отходов, имеют ограниченный сбыт, поэтому на зарубежных предприятиях применяют термические методы разложения сульфата железа для получения сернистых газов и оксида железа.

Сернистые газы направляют в сернокислотное производство, а оксид железа — на металлургические заводы.

Существуют другие методы использования оксида железа, например, для получения пигмента, применяемого в лакокрасочной промышленности.

Выбор метода переработки сульфата железа обусловлен технико-экономическими соображениями и потребностью в продуктах переработки.

6.14. ВЫПАРИВАНИЕ РАСТВОРОВ КАУСТИЧЕСКОЙ СОДЫ

В качестве исходного сырья для получения электролитического хлора используют природную поваренную соль, которую добывают из недр земли путем подземного растворения (выщелачивания). При этом состав раствора следующий: 305—310 г/л NaCl, 5 г/л Na₂SO₄ и 1—2% MgCl₂+CaCl₂.

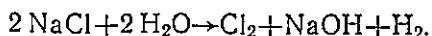
Рассол передают на хлорный завод по трубопроводу.

Если завод работает на привозной соли, добываемой в шахтах, то ее растворяют в подогретой воде до содержания 300—310 г/л NaCl.

Рассол очищают от примесей химическим путем, фильтрацией и отстаиванием в специально предназначенном оборудовании.

Способ производства хлора основан на свойстве растворов хлористого натрия разлагаться под действием постоянного тока в электролизерах с образованием отходов раствора едкой щелочи и газообразного водорода.

Электролиз раствора протекает по реакции



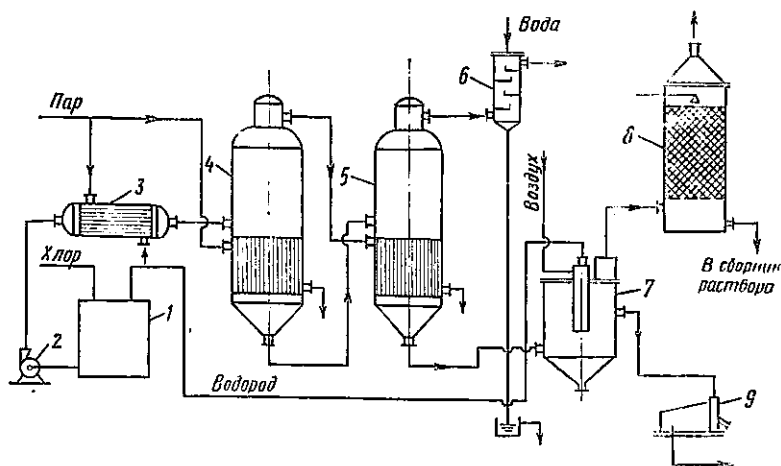


Рис. 6.23. Выпарная установка для концентрирования каустической соды
 1 — электролизер; 2 — насос; 3 — подогреватель; 4, 5 — выпарные аппараты; 6 — барометрический конденсатор; 7 — АПГ; 8 — скруббер; 9 — центрифуга.

В практике используют электролизеры:

- с твердым стальным катодом и пористой диафрагмой между электродами;
- с жидким подвижным ртутным катодом и без диафрагмы.

В зависимости от типа электролизеров меняется технологическая схема производства и качество получаемых продуктов.

Наиболее эффективный способ производства хлора достигается в электролизерах с ртутным катодом, позволяющим одновременно получать более концентрированную щелочь. Расход электроэнергии при этом способе выше чем при диафрагменном.

Полученный в электролизерах раствор щелочи выпаривается, как правило, в трехкорпусной выпарной установке под действием 0,3 МПа.

На некоторых предприятиях упаривание раствора щелочи выполняют посредством комбинированной установки (рис. 6.23), состоящей из двух выпарных аппаратов трубчатого типа и АПГ, работающего на водороде, где получают раствор с концентрацией 42—50% NaOH.

В такой установке достигается рациональное использование теплоты вторичного пара и водорода в качестве топлива для погружной горелки.

Применение автоматического регулирования обеспечивает оптимальные условия работы оборудования и облегчает обслуживание.

В производствах хлора и каустической соды получают в качестве отходов газ, содержащий 98% H_2 , 0,5% O_2 и 25% г/м³ H_2O . Теплота сгорания газа $Q_{нр} = 10800$ кДж/м³.

Водород — это самое чистое топливо, так как при сгорании не загрязняет окружающую среду. Малая плотность, высокая скорость распространения пламени (286 см/с) и широкие пределы воспламенения (4—75%) определяют его высокие качества как топлива.

Однако сжигание водорода связано с большими трудностями, поэтому его часто сжигают в смеси с другими горючими газами или парами во избежание хлопков и взрывов в горелках.

Сжигание водородных смесей осуществляется с помощью диффузионных горелок, позволяющих вести регулирование топочных процессов за счет распределения газовых струй в воздушном потоке.

Для сжигания водорода используются каталитические горелки, обеспечивающие самозапуск при низких температурах [55]. В процессе конструирования таких горелок необходимо соблюдать следующие условия:

смешение водорода с воздухом должно осуществляться при более высоких скоростях, чем скорость распространения пламени;

соотношение водорода и воздуха в смеси должно быть таким, чтобы не произошло самовоспламенения;

в камере горелки не должно быть предметов (тел), температура которых выше температуры самовозгорания.

Этим условиям соответствуют каталитические горелки, имеющие в качестве катализатора платину.

Водород образует с кислородом воздуха горючую смесь, которая воспламеняется и горит с большой скоростью, что часто приводит к взрыву. Поэтому необходимо автоматическое управление процессом сжигания водорода. Скорость горения водорода зависит от концентрации кислорода в смеси и колеблется в пределах 1,2—10 м/с.

При сжигании водорода в смеси с воздухом максимальная скорость горения достигает 2,6 м/с. Если скорость газового потока, поступающего в горелку, меньше скорости рас-

пространения пламени, факел будет перемещаться внутрь канала, пока не достигнет горючей смеси, тогда произойдет взрыв. Чтобы избежать этого, следует знать скорость распространения пламени. Обычно $w_{p,л}=1,6$ м/с при стехиометрическом составе смеси 29,5% водорода и 70,5% воздуха. Между источником водорода и горелкой необходимо иметь гидравлический затвор (огнепреградитель).

Теплота сгорания смеси, поступающей на сжигание в горелку, обеспечивает высокую температуру продуктов сгорания ($t_r=2190^\circ\text{C}$), что требует подбора термостойкой футеровки для камеры сгорания.

Принципиальная технология сжигания водорода и аппарат с погружной горелкой разработаны УкрНИИхиммашем [56] для производства хлора (см. рис. 6.23) с одновременным получением высокого содержания щелочи (50% NaOH).

Парогазовая смесь из АПГ поступает в скруббер насадочного типа, в котором охлаждается холодным рассолом поваренной соли. Вследствие тепло- и массообмена рассол нагревается и конденсирует водяные пары. Рассол, нагретый до 40°C , направляется на электролиз. В процессе нагрева происходит разбавление рассола конденсатом, поэтому в сборнике его укрепляют добавлением поваренной соли.

6.15. ВЫПАРИВАНИЕ ЧЕРНЫХ ЩЕЛОКОВ ПРОИЗВОДСТВА СУЛЬФАТНОЙ ЦЕЛЛЮЛОЗЫ

Сложный комплекс целлюлозно-бумажного производства включает регенерацию ценных лиминатов из черных щелоков, получающихся после варки сульфатной целлюлозы. Важной стадией регенерации является процесс упаривания щелоков, который обычно осуществляется в многокорпусных выпарных установках с паровым обогревом.

На некоторых предприятиях для этой цели применяют дисковые испарители, отличающиеся громоздкостью и низкой производительностью.

Практика эксплуатации многокорпусных выпарных станций в условиях производства сульфатной целлюлозы показала, что на поверхностях кипятильных труб со стороны щелока образуются отложения, состоящие из волокон, смолы и солей. Наличие этих отложений приводит к увеличению расхода греющего пара, частым остановам для промывки и чистки аппаратов и, как следствие, к снижению выпуска продукции.

Применение АПГ позволяет устранять перечисленные трудности и осуществлять процесс выпаривания с большой эффективностью [57].

Технико-экономические расчеты показывают, что стоимость АПГ в три раза ниже стоимости шестикорпусной выпарной станции с паровым обогревом той же производительности. Однако себестоимость продукции в шестикорпусной выпарной установке в два раза дешевле, чем в АПГ. Об этом свидетельствует себестоимость эксплуатации пятикорпусной выпарной станции на одном целлюлозно-бумажном комбинате [58].

Данные эксплуатации позволяют сделать вывод о целесообразности применения АПГ в комплексе с двухкорпусной выпарной станцией на конечной стадии упаривания щелоков, когда интенсивно протекает загрязнение кипятильных труб.

В технологической схеме регенерации черных щелоков с установкой погружного горения (рис. 6.24) исходный щелок с массовой концентрацией 14% через емкость 4 поступает в

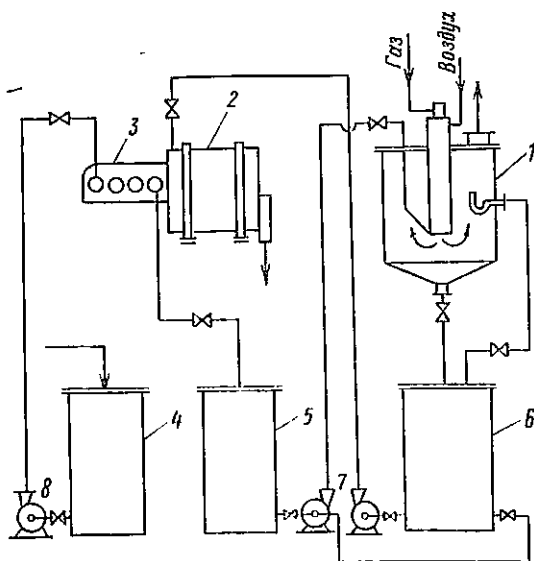


Рис. 6.24. Технологическая схема регенерации черных щелоков

1 — АПГ; 2 — револьверная печь; 3 — дисковый испаритель; 4 — приемная емкость; 5 — промежуточный сосуд; 6 — приемник упаренного щелока; 7, 8 — насосы

дисковый испаритель 3, где упаривается до массовой концентрации 20% и подается в сосуд 5, из которого частично упаренный щелок направляется в АПГ. Массовая концентрация щелока на выходе из аппарата 45%. Далее щелок поступает в револьверную печь 2, за которой установлена плавильная печь.

Технические характеристики установки:

диаметр корпуса АПГ, мм	2800
производительность по выпарной воде, кг/ч	5000
тепловая мощность горелки, МВт	4
глубина погружения горелки, мм	350—500

Распределение дымовых газов по сечению аппарата осуществлялось с помощью барботажной решетки.

Количество поступающего щелока автоматически дозируется регулятором плотности упаренного щелока с помощью клапана, установленного на линии подачи щелока. Датчик регулятора устанавливался на сливной трубе.

Результаты выпаривания черных щелоков в установке погружного горения показали устойчивую работу всего оборудования со следующими показателями:

расход природного газа, м ³ /ч	400
производительность по выпаренной воде, кг/ч	5000
расход воздуха, м ³ /ч	4550
массовая концентрация щелока, %	
исходная	35
конечная	50

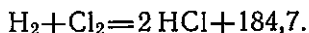
Следует заметить, что на работу АПГ оказывает существенное влияние пенообразование исходных щелоков. Так, переход завода на переработку сосны вызвал сильное пенообразование исходного раствора. Нормальная работа АПГ оказалась возможной только после добавки в щелок пеногасителя марки АБ-4.

6.16. ПРОИЗВОДСТВО ХЛОРИСТОГО ВОДОРОДА

Производство хлористого водорода и соляной кислоты занимает значительное место в химической промышленности. Среди многочисленных способов получения хлористого водорода чаще всего используют метод сжигания хлора в избытке водорода [56].

В промышленном масштабе процесс синтеза хлористого водорода осуществляют в контактных печах из жароупорной

стали или графита при температуре 1200—1500 °С. Чтобы хлористый водород не содержал примеси хлора, синтез проводят в избытке водорода (5—20%):



Во избежание подсоса воздуха, который может привести к образованию взрывоопасных смесей, в печи поддерживается избыточное давление до 2 кПа.

Соляная кислота получается при абсорбции хлористого водорода водой. При получении соляной кислоты необходимо отводить теплоту реакции растворения (1920 кДж/кг HCl).

При адиабатном сгорании стехиометрической смеси хлора и водорода температура пламени составляет 2200—2400 °С, вынуждает соблюдать строгий режим подачи компонентов. Вследствие этого реакционную камеру изготавливают из графита. Стальные печи снабжены кожухами для охлаждения стенок холодной водой.

Основным недостатком работы стальной печи считается повышенное содержание вредных примесей (железо и его остатки от прокаливания) в составе хлористого водорода.

Для получения чистого хлористого водорода иногда используют кварцевую аппаратуру.

В производстве соляной кислоты применяют углеграфитовые материалы типа графитопластов марок АТМ-1 и АТМ-1-Т. Отличная коррозионная стойкость импрегнированного графита фенолформальдегидными смолами позволяют создавать реакционную или теплообменную аппаратуру.

Наиболее совершенная установка для получения хлористого водорода — сосуд оснащенный погружной горелкой, помещенной в соляную кислоту (рис. 6.25). Сосуд футерован кислотоупорным кирпичом по слою резины.

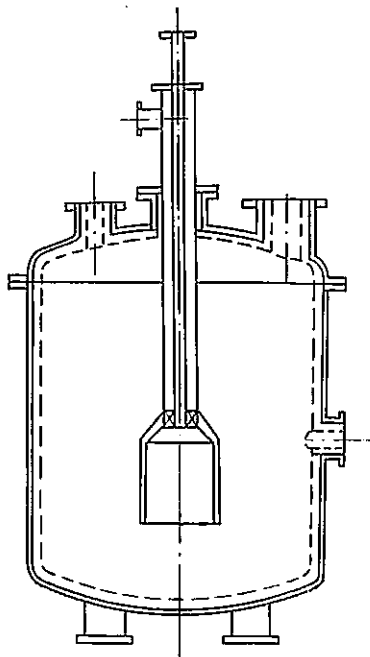


Рис. 6.25. Аппарат погружного горения для производства хлористого водорода

Погружная горелка, изготовленная из графита, содержит центральную трубу для подачи хлора и основной корпус, где в межтрубное пространство подают водород. В нижней части располагается горелочное устройство в виде камеры, выполненной из углеграфита. Для достижения непосредственного контакта хлористого водорода с раствором соляной кислоты камера сгорания погружена на глубину двух калибров сопла, т. е. $h=2d_c$.

Температуру кислоты поддерживают несколько ниже равновесной, соответствующей парциальному давлению хлористого водорода в газе. Теплоту горения и растворения отводят путем циркуляции кислоты через углеграфитовый теплообменник, охлаждаемый водой.

6.17. ПРОИЗВОДСТВО ИНЕРТНОГО ГАЗА

Инертный газ с содержанием менее 1% O_2 используют для заполнения технологических систем взрыво- и пожароопасных производств.

На химических и нефтехимических предприятиях инертный газ получают:

в установках разделения воздуха, где одновременно с кислородом имеют азот с содержанием кислорода в пределах 0,5%;

при сжигании топлива в печах при незначительном избытке воздуха ($\alpha=1,05$) с таким расчетом, чтобы дымовые газы после очистки содержали оксид углерода в пределах не более 5% и кислорода не более 1%.

Производство инертного газа в аппарате с погружной горелкой, работающей на природном газе, обеспечивает содержание кислорода менее 1%.

Установка для получения инертного газа (рис. 6.26) состоит из АПГ и двух скрубберов для промывки и очистки инертного газа от примесей CO и CO_2 .

Сжигание природного газа в погружной горелке осуществляют при $\alpha=1,05$. В случае барботажа дымовых газов, удаляемых из погружной горелки в воде, устанавливают тепловой режим с температурой воды в пределах $40^\circ C$. Это достигается непрерывной подачей холодной воды в аппарат и быстрым ее удалением с таким расчетом, чтобы испарение воды не превышало влагосодержание 60 г/м^3 удаляемых газов из аппарата.

Парогазовая смесь из аппарата направляется в скруббер, орошаемый холодной водой, с целью конденсации пара и подогрева воды, которая самотеком непрерывно поступает в

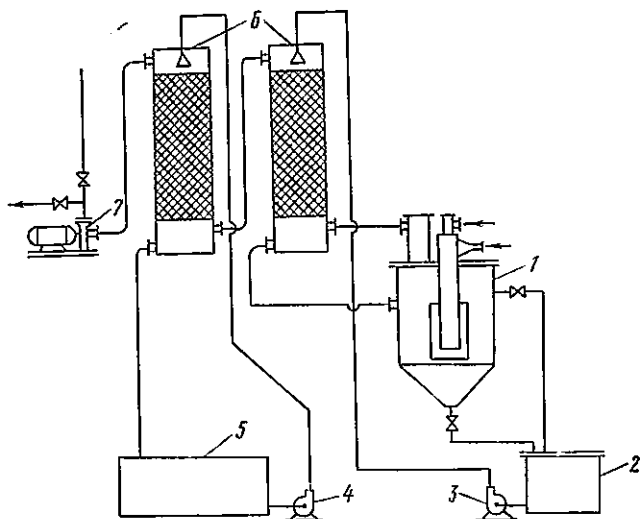


Рис. 6.26. Установка для производства азота

1 — АПГ; 2 — сборник воды; 3, 4 — насосы; 5 — сборник абсорбента; 6 — абсорбер; 7 — газодувка

АПГ. Во втором скруббере дымовые газы орошаются абсорбентом для очистки газа от оксида и диоксида углерода. Для осушки дымовых газов в некоторых случаях загружают активированный уголь.

Полученный инертный газ после очистки направляют по трубопроводу в компрессорную для подачи его под давлением в производство.

При налаженной работе установки погружного горения получают инертный газ следующего состава:

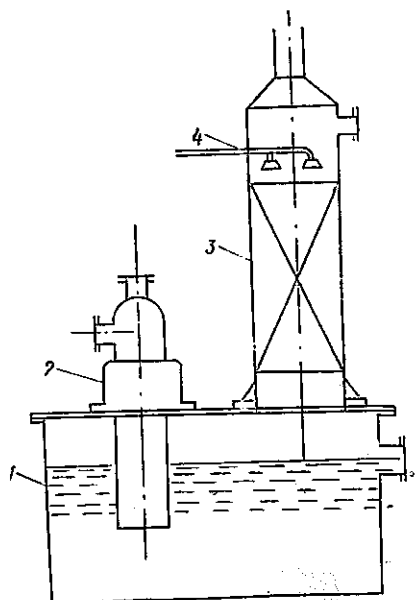
азот 73%;
диоксид углерода 12%;
оксид углерода не более 0,2%;
кислород не более 0,8%;
пары воды не более 2%.

Установка оснащена средствами автоматизации и приборами для контроля всех параметров инертного газа. АПГ и погружная горелка выбраны типовыми (рис. 6.27).

Аналогичные установки для получения инертного газа используются на предприятиях ФРГ и Великобритании. Произ-

Рис. 6.27. Упрощенная установка получения инертного газа

1 — сосуд; 2 — погружная горелка; 3 — насадочная колонка; 4 — ороситель



водительность установки 160—1000 м³/ч позволяет располагать их в составе производственных цехов.

Установки отличаются малой потребностью электроэнергии и охлаждающей воды. Так, при производительности 160 м³/ч инертного газа потребляется 2,2 кВт·ч и 5 м³/ч охлаждающей воды [2].

Установки работают при сжигании жидкого топлива в погружных горелках: расход керосина 12 т/ч, габаритные размеры 500×800×1800 мм.

В целях более полного использования теплоты парогазовой смеси на аппарате размещают контактный аппарат насадочного типа с подачей исходной воды на орошение. Для поддержания постоянного уровня воды имеется переливной штуцер.

Фирма Caloric Grafelfing (США) поставляет такие установки заказчикам с полным комплектом вспомогательного оборудования.

6.18. ПРОИЗВОДСТВО ДИКАРБОНОВЫХ КИСЛОТ

В процессе получения капролактама окислением циклогексана кислородом помимо основного продукта (циклогексанол и циклогексан) образуются отходы в виде водного слоя, содержащего 16—25% дикарбонových кислот, до 4% циклогексанола и циклогексана, 10—15% сложных эфиров карбонových кислот.

Дикарбонové кислоты применяются в производстве различных пластификаторов, лаков, низкотемпературных смазок, линолеума и других материалов.

Существуют различные методы выделения дикарбоновых кислот из водяного слоя, каждый из которых имеет существенные недостатки:

сложность самого технологического процесса и оборудования;
большие энергетические затраты;
неполные извлечения дикарбоновых кислот.

В результате ни один из них не нашел широкого промышленного применения.

Отходом производства капролактама считается также маточный раствор, образующийся при получении адипиновой кислоты (помимо дикарбоновых кислот он содержит 33—35% азотной кислоты).

Спуск стоков в водоемы без предварительного обезвреживания запрещен. Поэтому они подвергаются термическому обезвреживанию, состоящему в том, что органические вещества, в основном определяющие токсичность стоков, окисляются при 800—900 °С в специальных печах с выделением продуктов сгорания. Высокая концентрация азотной кислоты в маточном растворе вызывает необходимость его разбавления водой до содержания азотной кислоты не более 1%. Это приводит к увеличению количества стоков, подаваемых на огневую обработку в печь, а следовательно, дополнительному расходу топлива.

Киевским политехническим институтом совместно с Северодонецким ПО Азот был разработан способ выделения дикарбоновых кислот из водного слоя и маточного раствора адипиновой кислоты (рис. 6.28) путем окисления водного слоя маточным раствором до концентрации избыточной 1—3% азотной с последующим упариванием в АПГ [1].

Маточный раствор адипиновой кислоты из сборника 2 подается в реактор первой ступени 3, где происходит окисление органических соединений азотной кислотой, поступающей из сборника 1. Образующиеся оксиды азота направляются через сепаратор 4 в абсорбер.

В реакторе второй ступени 5 осуществляется доокисление органических соединений. Оксиды азота через сепаратор второй ступени 6 также поступают в абсорбер. Окисленный водный раствор из сборника 7 подается в АПГ 8, в котором выпаривается до концентрации 65% дикарбоновых кислот.

Второй АПГ 9 служит для доупаривания водного раствора до образования плава дикарбоновых кислот. Полученный плава дикарбоновых кислот направляется на охлаждаемую

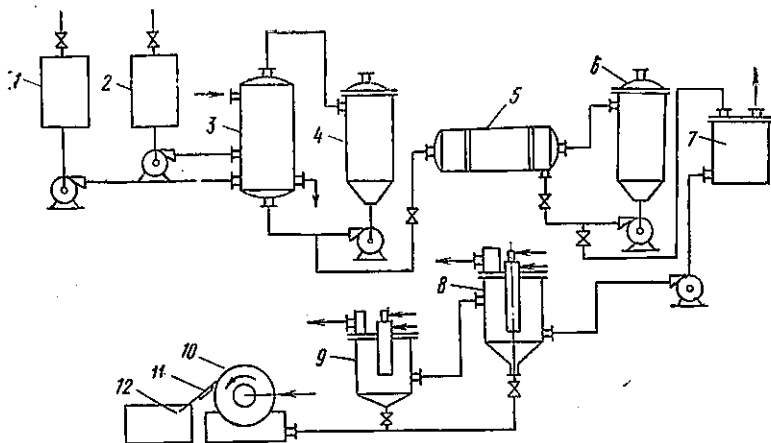


Рис. 6.28. Опытно-производственная установка термического обезвреживания стоков в производстве дикарбоновых кислот

поверхность барабанного кристаллизатора 10, где происходит его кристаллизация. Готовый продукт срезается с поверхности барабана ножом 11 и собирается в сборнике 12.

Установка оборудована контрольно-измерительными приборами, позволяющими измерять расходы воздуха, природного газа, растворов (на схеме не показаны), а также температуру и давление рабочих сред.

В качестве барботажных устройств АПГ были использованы циркуляционные трубы.

Разделение процесса выпаривания на две стадии при непрерывном получении готового продукта объясняется тем, что в аппарате предварительного выпаривания может быть выпарено около 85% всей содержащейся в стоках воды с выбросом парогазовой смеси непосредственно в атмосферу.

Выпаривание концентрированного раствора во втором аппарате происходит при более высокой температуре и сопровождается выделением из раствора паров азотной кислоты. Поэтому уходящая из этого аппарата парогазовая смесь должна подаваться в абсорбер.

Проведенные работы по пуску, наладке и эксплуатации оборудования доказали работоспособность и надежность в непрерывной работе. В результате на выходе из валцев было получено твердое вещество в виде чешуек светло-желтого цвета, хорошо растворимое в воде. В нем содержится 91—

95% дикарбоновых кислот следующего состава; %: 45—47 адипиновой, 24—32 глутаровой, 16—20 янтарной. Влажность продукта 2—5%, содержание азотной кислоты 0,5—2,0%.

Испытания показали, что в АПГ можно получить расплав с содержанием влаги не более 1—2%, однако вследствие повышения температуры готовый продукт приобрел коричневую окраску. Дальнейшее обезвоживание плава до 1% осуществляли в сушильном аппарате при 100 °С. В этом случае снижалось содержание азотных кислот в плаве. Основные удельные показатели работы установки по расходу топлива: расход природного газа на 1 т выпаренной воды в первом АПГ составляет 88,5, а во втором 77 м³/т.

ГЛАВА 7. ОБЕЗВРЕЖИВАНИЕ ПРОМЫШЛЕННЫХ СТОКОВ

7.1. ТЕРМИЧЕСКИЕ СПОСОБЫ ОБЕЗВРЕЖИВАНИЯ СТОЧНЫХ ВОД

На современных промышленных предприятиях вода используется в следующих целях:

- приготовление растворов;
- охлаждение и нагревание технологического оборудования;
- выработка пара;
- очистка и промывка различных веществ;
- транспортировка сырья и твердого топлива;
- мойка аппаратуры, тары и т. п.

В некоторых случаях вода применяется в виде сырья и часто входит в состав готовой продукции.

Расход воды на предприятиях достигает до 500 тыс. м³/сут, поэтому их сосредотачивают около крупных рек и водоемов.

Для сокращения расхода свежей воды на каждом предприятии создаются системы оборотного водоснабжения — сложное устройство, состоящее из нескольких агрегатов:

- водозаборное сооружение;
- перекачивающие насосные станции;
- очистные сооружения;
- разветвленная сеть водопроводов;
- водоохлаждающие градирни.

Вода, прошедшая по трубам предприятия, неизбежно загрязняется и сбрасывать ее без очистки в природные водоемы запрещается.

Опыт показал, что при наличии локальных очистных сооружений без больших затрат удастся возвратить в систему оборотного водоснабжения предприятия более 80% употребляемой воды. Остальные сточные воды, загрязненные химическими веществами, требуют более глубокой очистки.

В настоящее время очистка производственных сточных вод осуществляется различными методами в зависимости от вредных примесей. Наиболее часто используют: механические, физико-химические, химические и биохимические.

Особое место занимают термические способы, которые разделяются на огневое обезвреживание, кристаллизацию и дистилляцию сточных вод.

Огневые методы основаны на окислении токсических органических примесей высокотемпературными продуктами горения органического топлива. Они широко распространены в химической и нефтехимической промышленности для обезвреживания сточных вод, содержащих большое количество органических примесей.

Для минерализованных стоков применимы кристаллизационные методы, в частности, вымораживание и дистилляция.

Кристаллизационные методы пока не получили широкого использования из-за сложности схем и недостаточной разработанности процессов.

В настоящее время основным методом обессоливания минерализованных сточных вод служит дистилляция, которую можно выполнять в выпарных аппаратах поверхностного типа, испарителях мгновенного вскипания и АПГ. Следует заметить, что одноступенчатые аппараты не обеспечивают достаточно экономичного концентрирования стоков. Теоретический удельный расход теплоты у таких аппаратов превышает более 2400 кДж на 1 кг испаренной воды. Поэтому для концентрирования минерализованных сточных вод применяются многоступенчатые испарители мгновенного вскипания или многоступенчатые выпарные установки с аппаратами поверхностного типа. Однако эти установки не позволяют глубоко концентрировать сточные воды.

Аппараты с погружными горелками без утилизаторов теплоты в два раза экономичнее однокорпусной выпарной установки с паровым обогревом и несколько экономичнее двух-

корпусной. Их основное преимущество — глубокое концентрирование стоков до конечной концентрации раствора на выходе из аппарата до 800 кг/м³. Следовательно, экономичное концентрирование минерализованных стоков обеспечивается применением комбинированных установок, состоящих из многоступенчатых установок и АПГ.

Глубокое концентрирование сточных вод позволяет существенно уменьшить (50—60 раз) объемы стоков для их хранения в естественных или искусственных хранилищах. Другой, наиболее перспективный путь, — выделение из стоков солей с последующим их использованием в промышленности. Полученный в результате концентрирования дистиллят возвращается в производство.

7.2. ВЫПАРИВАНИЕ СТОКОВ ТЕПЛОВЫХ ЭЛЕКТРОСТАНЦИЙ

На поверхности элементов нагрева котлов при сжигании сернистого мазута образуется плотный слой зольных отложений, ухудшающий теплопередачу. Очистка этих поверхностей осуществляется промывкой горячей водой. Обмывочные воды содержат значительное количество токсичных веществ (например, ванадий, никель, медь). При реагентной обработке стоков известковым молоком получают осветленную слабощелочную воду и осадок, содержащий токсичные вещества.

Опыты по выпариванию шлама, образовавшегося после обработки обмывочных вод, проводились в Киевском политехническом институте на лабораторном АПГ. Исходный раствор представлял собой однородную вязкую суспензию черного цвета с массовой концентрацией сухих веществ 17%.

Первая серия опытов, проводимых в аппарате с трубчатым барботером, показала:

- вследствие слабого перемешивания происходит затвердевание раствора вблизи стенок;

- удаление упаренного шлама затруднено;

- наличие циркуляционной трубы способствует ликвидации застойных зон;

- выпаривание идет без зарастания выхлопного патрубка горелки и канала циркуляционной трубы;

- в процессе выпаривания определена предельная концентрация, при которой упаренная жидкость не теряет свойств текучести, составляющая 60%;

- удаляемый из аппарата при 80°C шлам остывал в приемной емкости, превращаясь в глинистую массу (может быть использован на предприя-

тиях металлургической промышленности для извлечения редкоземельных металлов);

при длительном хранении получены сухие брикеты формы приемной смкости, достаточно прочные и удобные для транспортирования.

Разработана установка погружного горения для упаривания обмывочных вод котлов Черкасской ТЭЦ производительностью по выпаренной воде 1000 кг/ч (рис. 7.1).

Проверялась возможность упаривания в АПГ сточных вод, образующихся после регенерации и обмывки катионитных и анионитных фильтров водоподготовительной установки ТЭЦ. Среднее солесодержание исходных стоков составляло 22,4 кг/м³, в том числе 13,65 кг/м³ хлористого натрия и 8,5 кг/м³ сульфата натрия. Упаренные до конечной концентрации 600 кг/м³ стоки хорошо сливаются из аппарата и выпадают в осадок. Содержащийся в составе пульпы хлористый натрий может найти применение для регенерации катионитовых фильтров.

В результате этих исследований выполнен проект и сооружена установка для упаривания солесодержащих стоков на Зуевской ТЭЦ (рис. 7.2). Упаривание стоков происходит в аппарате 1 с газовой погружной горелкой 2. Подлежащие

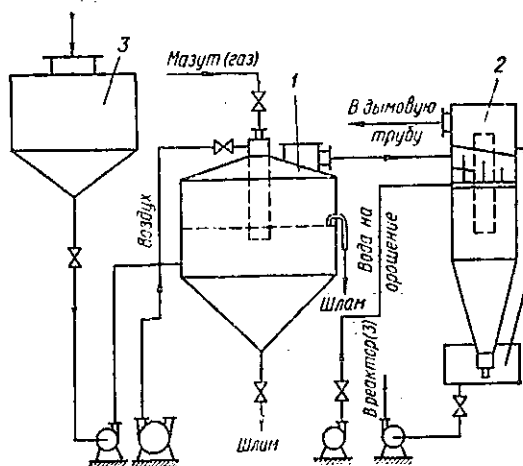


Рис. 7.1. Технологическая схема выпаривания обмывочных вод паровых котлов

1 — АПГ; 2 — орошаемый осветленной водой циклон; 3 — реактор для химической обработки обмывочных вод

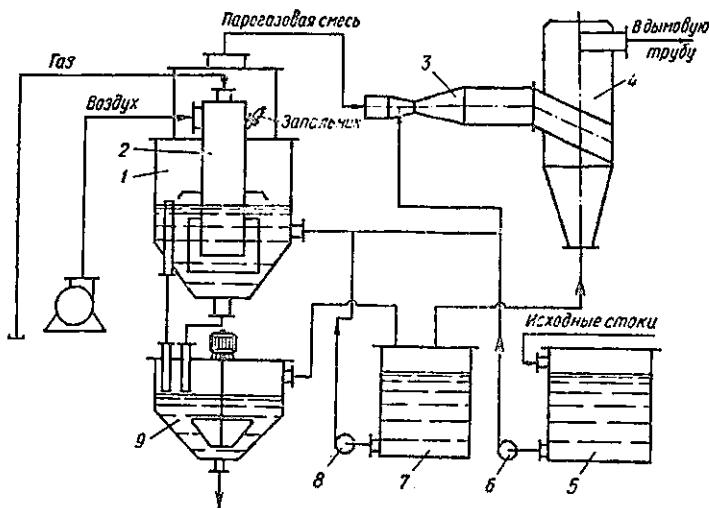


Рис. 7.2. Схема установки для выпаривания стоков химводоочистки ТЭЦ

выпариванию стоки из сборника 5 насосом 6 подаются в скруббер Вентури 3 на промывку уходящей из аппарата парогазовой смеси. Отделение стоков от парогазовой смеси происходит в циклоне 4. Эти стоки накапливаются в промежуточном сборнике 7, откуда с помощью насоса 8 поступают в аппарат 1. Упаренный раствор подается из аппарата в отстойник 9, снабженный механической мешалкой. Осветленный маточный раствор из верхней части отстойника переливается в сборник 7 и снова поступает на выпаривание, а образовавшийся на дне шлам периодически выводится через нижний патрубок в шламонакопители. Установка рассчитана на выпаривание 5 т/ч раствора.

Упаривание стоков в АПГ позволило уменьшить в 25 раз объем пруда-накопителя шлама.

Технология переработки сточных вод Na-катионитных фильтров и продувочных вод паропреобразователей (рис. 7.3) была предложена ВНИИПКнефтехимом [49]. Стоки ТЭЦ поступают на смешение в усреднительную емкость 1, где образуется шлам, состоящий из труднорастворимых соединений кальция и магния. Из емкости 1 насосом 2 стоки подаются в АПГ 3 — первой ступени выпаривания. Упаренный раствор

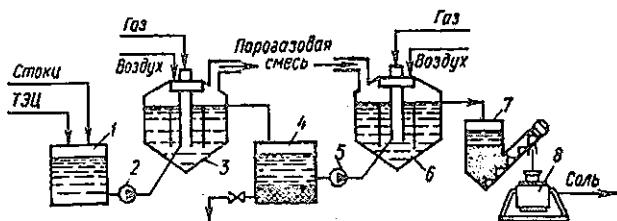


Рис. 7.3. Технологическая схема совместной обработки стоков химводоочистки и продувочных вод паропреобразователей

вместе со шламом поступает в отстойник 4, откуда осветленные стоки насосом 5 подаются в АПГ 6 (происходит кристаллизация раствора).

Степень упаривания раствора на первой ступени составляет 7—8, общая степень выпаривания в двух ступенях 5. Суспензия из аппарата 6 через отстойник 7 со шнековой выгрузкой осадка подается на фильтрующую центрифугу 8, в которой происходит отделение солей хлористого натрия. Маточный раствор после центрифуги представляет собой концентрат солей магния (направляется на сушку до сухого остатка перед захоронением).

Основные недостатки предложенных технологий:

- наличие значительного количества отходов растворимых солей;
- потери конденсата испаренной воды, удаляемой из АПГ в виде паровоздушной смеси;
- высокий расход теплоты на упаривание.

Технологическая схема промышленной установки для концентрирования стоков химводоочистки и продувочных вод котлов-утилизаторов разработана при участии Киевского политехнического института Новомосковским филиалом ГИАП (рис. 7.4). Установка производительностью по выпаренной воде 105 т/ч сооружена на Россошанском химическом заводе. Общее солесодержание исходных стоков 9 кг/м^3 , концентрация стоков на выходе из установки 300 кг/м^3 .

Подлежащие выпариванию исходные стоки подаются через промывную колонну (пенный аппарат) 2 в промежуточную емкость 6, откуда они поступают в АПГ первой ступени 5. Упаренные стоки попадают в отстойник 7, откуда суспензия сливается в сборник-шламонакопитель 10, а осветленный маточный раствор перекачивается в бак осветленного раствора 8. В этот же бак подается маточный раствор из

сборника-шламонакопителя, а также осветленные упаренные стоки из отстойника 9 второй ступени выпаривания. Раствор из бака 8 подается на вторую ступень выпаривания — АПГ 1, из него парогазовая смесь поступает в промывную колонну 2, в которой с целью уменьшения уноса капель концентрированного раствора орошается слабоминерализованными исходными стоками.

Далее парогазовая смесь поступает в колонну 3, где орошается речной водой. В колонне 4 происходит орошение парогазовой смеси, уходящей из аппарата 5, первой ступени выпаривания. Подогретая в колоннах 2 и 3 речная вода с температурой 40°C направляется в систему водоподготовки.

Рассмотренная схема позволяет утилизировать часть теплоты парогазовой смеси и возвращать в производство образовавшийся конденсат.

Более глубокая утилизация теплоты, образовавшейся в АПГ парогазовой смеси обеспечивается установкой, проектируемой для котельной промышленности узла предприятий стройиндустрии г. Киева. Здесь реализована разработанная Киевским политехническим институтом система, обеспечива-

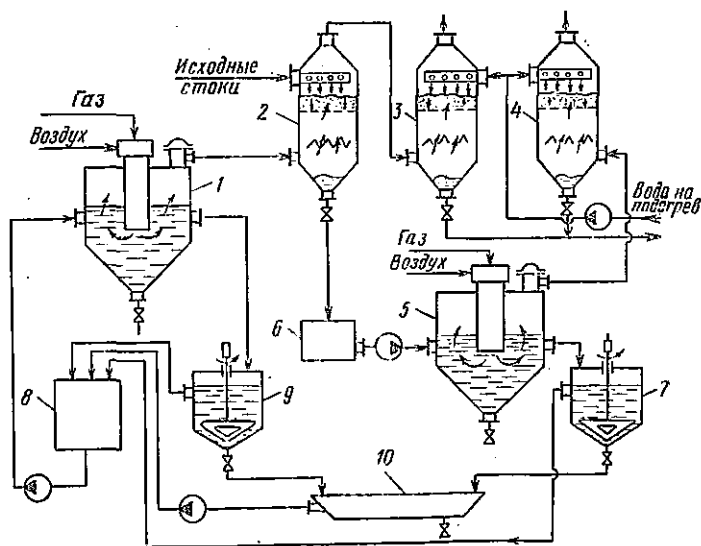


Рис. 7.4. Технологическая схема выпаривания стоков Россошанского химического завода

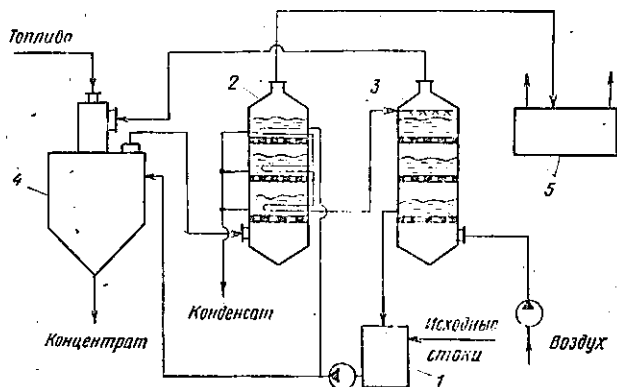


Рис. 7.5. Технологическая схема выпаривания стоков котельной предприятий стройиндустрии

ющая использование теплоты парогазовой смеси для предварительного концентрирования стоков химводоочистки (схема подробно описана в гл. 4).

Исходные стоки (рис. 7.5) из бака-смесителя 1 подаются в циркуляционный контур раствора, образованный барботажно-рекуперативным конденсатором 2 и барботажным испарителем 3. Часть упаренного раствора поступает из бака 1 в АПГ 4, где концентрируется до сухих веществ примерно 450 кг/м^3 . Образовавшаяся в АПГ парогазовая смесь после конденсатора 2 направляется на завод железобетонных изделий для прогрева железобетона в пропарочной камере 5.

С целью повышения температуры поступающей на обработку железобетона парогазовой смеси в погружную горелку подается нагретый в испарителе 3 до 80°C насыщенный парами воды воздух. Подача в камеру сгорания горячего воздуха позволяет повысить температуру выпаривания раствора в АПГ до 95°C и тем самым подогреть парогазовую смесь, поступающую в пропарочную камеру до $85\text{--}87^\circ\text{C}$.

7.3. МНОГОКОРПУСНЫЕ ВЫПАРНЫЕ УСТАНОВКИ

ДЛЯ ВЫПАРИВАНИЯ КРИСТАЛЛИЗИРУЮЩИХСЯ РАСТВОРОВ

На предприятиях металлургии, химической и нефтехимической промышленности образуется большое количество минерализованных сточных вод, содержащих $5\text{--}40 \text{ г/л}$ минеральных солей различного состава. Для выпаривания таких

стоков целесообразно применять многокорпусные выпарные установки, оборудованные аппаратами с вынесенной зоной испарения и естественной или принудительной циркуляцией.

С целью уменьшения отложений солей на теплопередающих поверхностях аппараты с вынесенной зоной испарения проектируются так, чтобы раствор в трубах только подогревался, а испарение осуществлялось вне поверхности нагрева. Помимо выносной зоны испарения уменьшению отложений солей способствует применяемый в этих аппаратах метод введения затравочных кристаллов в виде мелкодисперсного вещества, аналогичного по составу отложениям. Благодаря затравке кристаллизация происходит на затравочных кристаллах, что существенно уменьшает отложения солей на поверхностях нагрева.

По проекту Свердловского филиала ВНИИхиммаша [59] был сооружен ряд многокорпусных установок в виде трех линий (две работающих и одна в резерве) с суммарной производительностью по дистилляту 164 т/ч (рис. 7.6). Установка состоит из семи выпарных аппаратов с выносной зоной кипения 1. Шесть работают с естественной циркуляцией и последний — с принудительной. В установку также входят шесть регенеративных подогревателей раствора 2, работающих на отбираемом из корпусов экстрапаре, конденсаторы 3 и 4, деаэратор 5, отстойник 6 и самоиспаритель 7.

Технологическая схема многокорпусной выпарной станции предусматривает предварительную обработку сточных вод, которые собирают в приемном резервуаре. Далее сточные воды подают с помощью насосов в усреднительную емкость, рассчитанную на сменную производительность выпарной станции. В усреднителе происходит сглаживание концентраций примесей и затем сточную воду подают в нейтрализатор, куда автоматически дозируется соляная кислота или щелочь в зависимости от показателя рН сточной воды.

Для умягчения сточных вод применяют известковое молоко или кальцинированную соду. Доведенная до нейтральной реакции сточная вода поступает в осветлители, где с помощью коагулянта происходит осаждение примесей и шлама. Затем очищенная и умягченная вода самотеком поступает в сборники, а образовавшийся шлам в количестве 7—8 т/сут удаляется в отвал.

Осветленная сточная вода дополнительно очищается на кварцевых фильтрах, а затем подается через деаэратор 5 в подогреватели раствора, где используется теплота конденса-

та выпарных аппаратов. Подача сточной воды в выпарной установке принята прямоточная. В качестве греющего пара применяется насыщенный пар от ТЭС с давлением 0,3 МПа.

Для предотвращения образования накипи на поверхностях нагрева в выпариваемые сточные воды вводят затравку в виде мела или гипса.

Упаренный рассол удаляется из VII в отстойник для осаждения затравки, а осветленный рассол закачивается насосом в аппарат-доупариватель. Пульпа затравки после отстоя сливается из отстойников и насосом возвращается обратно в схему выпарной станции.

Слив и опорожнение VII осуществляется через дренажный аппарат, не нарушающий вакуума, который поддерживается парорезекторными насосами в пределах 6,8 кПа (60 мм рт. ст.).

В результате предварительной упарки стоков в семикорпусной выпарной станции получают:

раствор, направляемый на закачку в недра земли с содержанием солей, г/л	50
конденсат, передаваемый в систему оборотного водоснабжения, мг/л	25
расход охлаждающей воды на конденсацию пара, м ³ /ч	2800
расход теплоты на получение 1 кг дистиллята, кДж/кг	480

Конденсат вторичного пара из выпарной станции отводится через самоиспаритель в сборники для последующего охлаждения в воздушном холодильнике, а затем направляют в систему оборотного водоснабжения завода.

Основные трудности в эксплуатации выпарной станции:

интенсивное образование накипи на поверхности нагрева (вызывает снижение производительности станции и длительные простои на чистку); сильная коррозия металла выпарных аппаратов и трубопроводов (снижает межремонтный пробег и долговечность выпарной станции); примесение затравок (требует дополнительное оборудование для приготовления и последующего выделения из выпаренного раствора); предварительная подготовка сточных вод (нейтрализация, очистка от шлама и фильтрация влекут за собой усложнение технологической схемы и повышение эксплуатационных расходов).

В выпарной аппарат с выносной зоной кипения (рис. 7.7) сепаратор и нижняя камера кипятыльника соединены выносными циркуляционными трубами, по которым раствор опускается вниз за счет разности гидростатического давления в трубе и трубках кипятыльника, где образуется парожидкостная эмульсия. Благодаря этому скорость циркуляции раство-

Таблица 7.1

Основные показатели работы
многокорпусных выпарных установок

Показатель	Химический комбинат	Нефтеперерабатывающий завод	Металлургический завод
Производительность по дисципляту, т/ч	164	142	57
Расход греющего пара, т/ч	34	32	15
оборотной воды, м ³ /ч	1920	1325	800
исходной сточной воды, т/ч	167	160	60
электроэнергии, кВт·ч	250	200	400
природного газа, м ³ /ч	—	1200	250
затравки, т/ч	—	12	10
соляной кислоты на промывку аппаратов, т/год	13	18	6
щелочи на промывку аппаратов, т/год	13	4	—
Количество рассола после упарки, т/ч	2—16	18	3—4

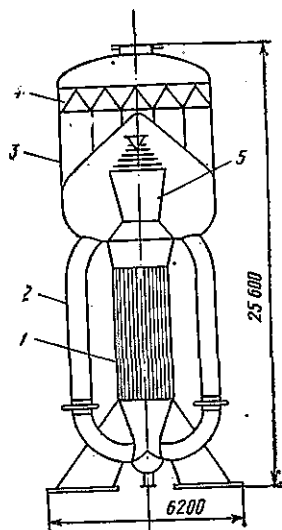


Рис. 7.7. Выпарной аппарат с выносной зоной кипения

1, 2 — кипятильники; 3 — сепаратор; 4 — жалюзийный каплеуловитель; 5 — вставка

ра в кипятильнике в два-три раза больше, чем в опускных трубах.

Показатели, определяющие основные затраты на выпаривание сточных вод, приведены в табл. 7.1. Обращают на себя внимание высокий расход греющего пара (34 т/ч) и расход оборотной воды для работы конденсаторов.

Существенным недостатком работы выпарной станции считается и то, что полученный концентрат в количестве 12—18 т/ч закачивается через скважины в недра земли на 500—700 м. Сооружение таких скважин возможно только в тех регионах, где исключена возможность засоления подпочвенных вод.

В настоящее время на Лисичанском нефтеперерабатывающем заводе работает шестикорпусная выпарная установка

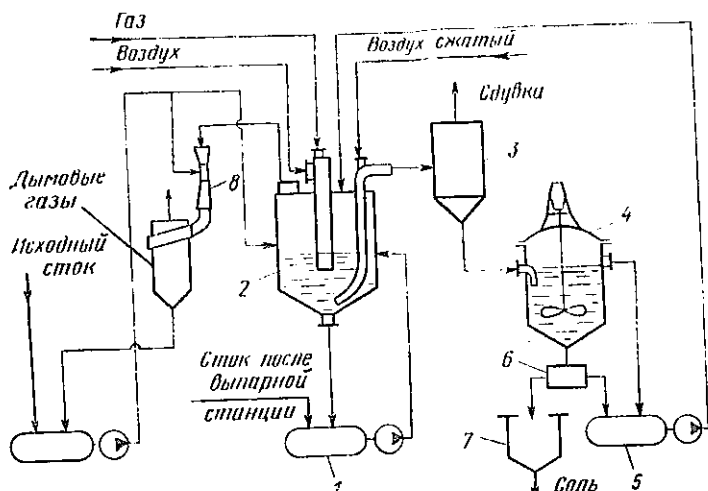


Рис. 7.8. Технологическая схема доупаривания минерализованных стоков

(рис. 7.8). Доупаривание стоков осуществляется в АПГ. Концентрированные в многокорпусной выпарной установке стоки с содержанием 70—100 г/л через емкость-накопитель 1 подаются насосом в АПГ 2 и там доупариваются до концентрации солей в растворе 400—500 кг/м³. Образовавшаяся в АПГ пульпа эрлифтным насосом выводится из аппарата и поступает в разделительный бак 3 для выделения из раствора дымовых газов. Далее пульпа поступает в отстойник-сгуститель 4. Осветленный раствор через промежуточную емкость 5 возвращается в АПГ, а сгушенная пульпа подается на центрифугу 6, в которой выделяется твердая соль, накапливаемая в бункере 7.

Образовавшаяся в АПГ парогазовая смесь промывается слабоминерализованными исходными стоками в скруббере Вентури 8 и через дымовую трубу выбрасывается в атмосферу. В горелках АПГ сжигаются газы — отходы нефтеперерабатывающего производства.

Обычные горелки с предварительным смешением не обеспечивали эффективного сжигания этих газов вследствие непостоянства их химического состава. Поэтому были применены диффузионные нефутерованные горелки конструкции Киевского политехнического института.

7.4. МНОГОСТУПЕНЧАТАЯ АДИАБАТНАЯ ИСПАРИТЕЛЬНАЯ УСТАНОВКА

В технике опреснения морских и соленых вод нашли широкое применение испарительные адиабатные установки (установки мгновенного вскипания), в которых процесс испарения предварительно нагретой минерализованной воды происходит в камерах вскипания, давление в которых несколько ниже давления насыщения, соответствующего температуре поступающей в камеру жидкости.

Установки этого типа характеризуются высокой производительностью, малым накипеобразованием, низкой стоимостью получаемого дистиллята (рис. 7.9). Корпус установки по длине разделен на смежные камеры 1 — ступени испарения и конденсации. Нижнюю часть камеры занимает пароводяное пространство, верхнюю часть — пучки конденсаторных труб 2, под которыми располагаются поддоны 3 для сбора образовавшегося конденсата. Исходный раствор насосом 4 прокачивается через конденсаторные трубки каждой ступени, где предварительно подогревается образующимся при испарении паром. Далее раствор направляется в головной подогреватель 6, обогреваемый паром от ТЭЦ или котельной.

Нагретый раствор проходит последовательно через ступени испарения и испаряется. Образовавшийся на поверхности конденсаторных трубок дистиллят стекает в поддоны, по системе гидрозатворов перетекает из ступени в ступень и с помощью насоса 5 удаляется из аппарата.

Опреснительные установки такого типа обеспечивают получение до $100 \cdot 10^3$ м³/сут дистиллята с расходом теплоты 250—500 кДж/кг в зависимости от числа ступеней.

Следует отметить существенный недостаток опреснительных установок, связанный с выбросами упаренных рассолов

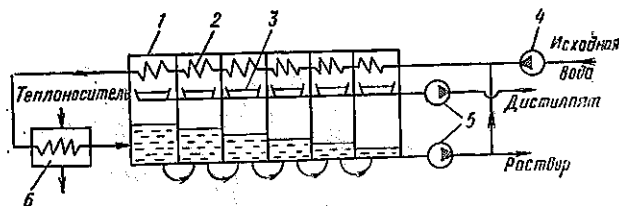


Рис. 7.9. Схема адиабатной испарительной установки

в море. При удалении рассолов с двух-трехкратным содержанием солей теряется большое количество необходимого сырья для производства промышленной продукции.

В морской воде содержатся хлористый натрий, хлористый магний, сернокислый магний, соли редких цветных металлов, которые можно извлекать при разработке простой и дешевой технологии:

Элемент	Концентрация в морской воде, мг/л	Элемент	Концентрация в морской воде, мг/л
Хлор	19000,0	Стронций	8,0
Натрий	10500,0	Бор	4,7
Магний	1350,0	Кремний	3,0
Сера	885,0	Фтор	1,3
Кальций	400,0	Аргон	0,7
Калий	380,0	Азот	0,5
Бром	65,0	Литий	0,17
Углерод	28,0	Уран	0,003

Из морской воды можно экстрагировать почти все элементы. Однако в настоящее время в промышленном масштабе извлекают только хлористый натрий, бром, хлористый магний, соли калия и хлора [60]. Добыча этих продуктов связана с удалением огромного количества воды путем испарения.

Из всех видов минеральных солей, находящихся в морской воде перспективными считаются соли хлористого магния и хлористого натрия. В США ежегодно добывается из морской воды около 300 тыс. т магния, 5000 тыс. т поваренной соли. Практика показала, что производство таких продуктов из морской воды обходится дешевле, чем из минералов. Наряду с этим во многих районах испытывается недостаток пресной воды, в том числе на побережьях морей и островах океанов.

Весьма удобное место для производства магния и пресной воды — Мангышлакский полуостров Каспийского моря.

Комплексное производство пресной воды и сырья для добычи ценных металлов из морской воды представляет на ближайшие годы значительную научно-техническую проблему. Рассматривать ее решение с точки зрения достижения

науки по тепло- и массообмену целесообразно с помощью адиабатной испарительной установки, работающей совместно с АПГ. Полученный в многокорпусном испарителе рассол с концентрацией сухих веществ 80—100 кг/м³ поступает в АПГ, где упаривается до концентрации 280—300 кг/м³, при которой поваренная соль выделяется из раствора в виде кристаллов. Отделение кристаллов NaCl производится в кристаллизаторе с последующим разделением на центрифуге. После центрифуги маточник поступает во второй АПГ, где концентрируется до 430—450 кг/м³ с выделением кристаллов хлористого магния.

7.5. УТИЛИЗАЦИЯ ОТХОДОВ КОКСОХИМИЧЕСКОГО ПРОИЗВОДСТВА

На коксохимических предприятиях в результате мышьяково-содовой очистки газов от сернистых соединений образуется более 7 т/ч сточных вод, содержащих до 220 г/л гипосульфита натрия, 70 г/л роданистого натрия, 30—40 г/л сульфата натрия и других солей. Сброс промышленных сточных вод с вредными веществами в водоемы или реки недопустим.

Упаривание отработанного раствора мышьяково-содовых сероочисток вначале намечалось посредством выпарных аппаратов с принудительной циркуляцией. Однако в результате обильного выпадения солей в процессе выпаривания раствора от них пришлось отказаться.

Для выпаривания стоков были рекомендованы АПГ с последующей кристаллизацией упаренного раствора в простых вакуум-кристаллизаторах [26, 50]. Упариваемый раствор (рис. 7.10) подается в аппарат 1 через кольцевую трубу, расположенную над нижней частью погружной горелки. Благодаря этому наиболее нагретая часть горелки все время орошается холодным и малоконцентрированным раствором, что устраняет возможность зарастания ее кристаллами солей.

Раствор из аппарата с погружной горелкой самотеком поступает в вакуум-кристаллизатор 5, где доупаривается и охлаждается за счет работы барометрического конденсатора и паровэжекторного насоса. Кристаллы, полученные в результате, отделяют на центрифуге 6, а фильтрат возвращают в бак исходного раствора. Парогазовая смесь проходит через каплеотбойник 2 в конденсатор 3, орошаемый технической

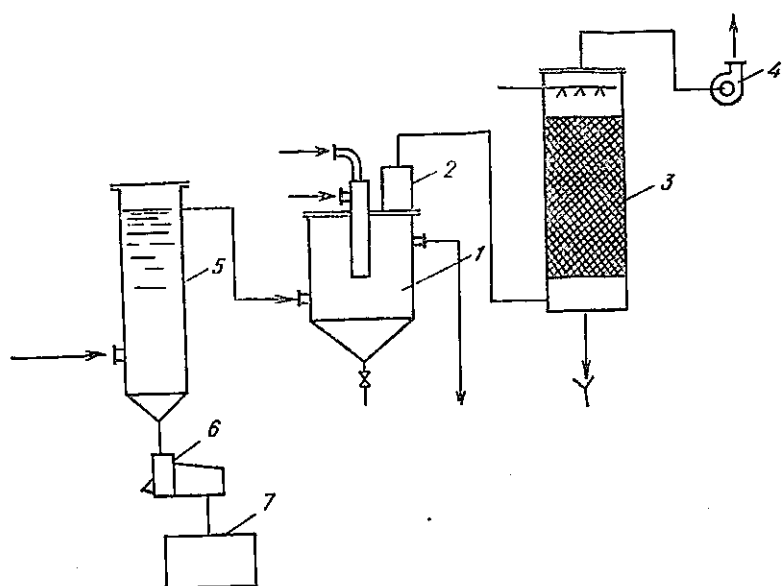


Рис. 7.10. Установка погружного горения для извлечения солей из стоков коксохимического производства

1 — АПГ; 2 — каплеуловитель; 3 — скруббер; 4 — вентилятор; 5 — вакуум-кристаллизатор; 6 — центрифуга; 7 — сборник фильтрата

водой. Несконденсировавшиеся пары и газы удаляются из конденсатора с помощью вентилятора 4.

Экспериментальная установка погружного горения показала высокую надежность в работе.

7.6. ОБЕЗВРЕЖИВАНИЕ СТОЧНЫХ ВОД В ПРОИЗВОДСТВЕ ХИМИЧЕСКИХ РЕАКТИВОВ

На заводе химических реактивов и манометров смонтирована установка для термического обезвреживания сточных вод в АПГ [61, 62]. Сточные воды содержат 4—8 г/л сухого вещества, состоящего из солей бария, кадмия, меди, цинка и других металлов.

Загрязненные стоки (рис. 7.11) поступают на нейтрализацию в приемный сосуд 1, из которого насосом 2 подаются в аппарат с погружной горелкой 3. Концентрированный раствор из аппарата 3 сливается в сборник пульпы 4, откуда

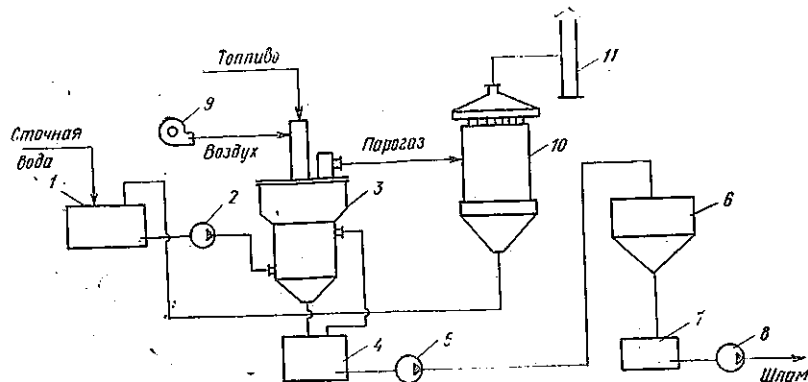


Рис. 7.11. Установка обезвреживания сточных вод в производстве химических реактивов

1 — приемный сосуд; 2, 5 — насосы; 3 — АПГ; 4 — сборник пульпы; 6 — отстойник-сгуститель; 7 — сборник шлама; 8 — шламовый насос; 9 — воздуходувка; 10 — циклонный аппарат; 11 — труба

насосом 5 перекачивается в отстойник-сгуститель 6. Шлам из отстойника самотеком поступает в сборник 7, откуда насосами 8 транспортируется в отвал. Осветленная вода из отстойника возвращается на рециркуляцию в приемную емкость. Парогазовая смесь, удаляемая из аппарата 3, поступает в батарейный циклон 10 для улавливания каплей раствора и очистки газа, выбрасываемого через трубу 11 в атмосферу.

Выпарной АПГ оборудован двумя горелками и характеризуется следующими показателями:

Производительность по сточной воде, кг/ч	12000
Расход, м ³ /ч	
природного газа,	930
воздуха	11600
Рабочая температура в аппарате, °С	85—86
Тепловой кпд, %	92,5

Длительная работа установки показала, что при 30-кратной степени выпаривания получают раствор, содержащий до 400 г/л сухого вещества. Химические анализы выбросов не препятствуют санитарным требованиям и допускают их удаление в атмосферу без дополнительной очистки. Следует отметить, что дымовые газы, содержащие углекислоту, при

барботаже в растворе повышают кислотность pH от 7 до 4. В связи с этим рекомендуется проводить дополнительное подщелачивание раствора для избежания коррозии оборудования, изготовленного из обыкновенной углеродистой стали.

7.7. ОЧИСТКА СТОЧНЫХ ВОД В ПРОИЗВОДСТВАХ ЛАКОВ И КРАСОК

На предприятиях лакокрасочной промышленности загрязненные сточные воды, образованные при производстве синтетических смол, лаков, полупродуктов и пигментов, а также при мойке аппаратуры и возвратной тары [63], обладают сложным химическим составом, в который входит ряд токсических веществ.

Технологические схемы очистки сточных вод разрабатываются в зависимости от концентрации и состава загрязнений. Рассмотрим наиболее сложную (рис. 7.12).

Сточные воды поступают в отстойники 1 и 2, где с добавкой или без коагулянтов отстаиваются и полученный шлам

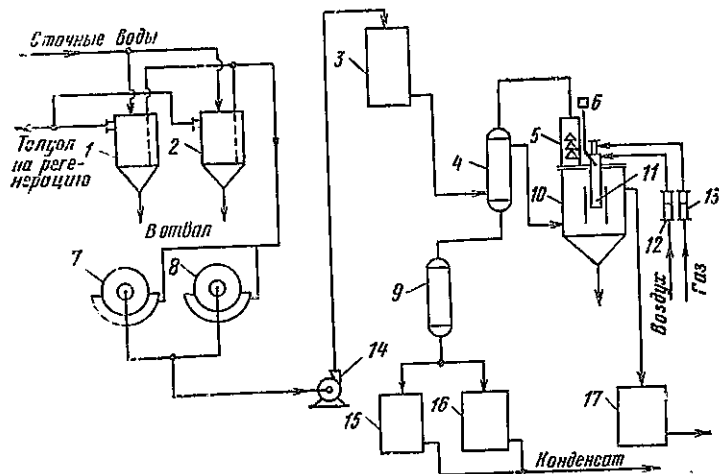


Рис. 7.12. Технологическая схема обезвреживания сточных вод в производстве эпоксидных олигомеров

1, 2 — отстойники; 3 — мерный сосуд; 4 — подогреватель; 5 — каплеуловитель; 6 — прибор погасания пламени и электрозапальник; 7, 8 — фильтры; 9 — теплообменник; 10 — АПГ; 11 — погружная горелка; 12, 13 — ротаметры; 14 — насос; 15, 16 — сборники-разделители; 17 — сборник конденсата

механических примесей удаляется в отвал. Частично осветленная вода направляется на фильтры 7 и 8 для выделения твердой фазы, имеющей более мелкую дисперсность. Фильтрат поступает в сборник 3, из которого через подогреватель 4 сточная вода подается в аппарат 10 с погружной горелкой 11 для выпаривания.

Парогазовая смесь, удаляемая из аппарата 10 через брызгоуловитель 5 проходит теплообменники 4 и 9, в которых охлаждается до температуры конденсации паров воды. Затем конденсат вместе с газом направляется в сборники-разделители 15 и 16. Здесь конденсат отводится в систему оборотной воды, а газы удаляются в атмосферу через выхлопные трубы. Если конденсат содержит некоторое количество органических веществ, то его подвергают биохимической очистке, после которой сбрасывают в природные водоемы.

Среди технологического оборудования выделяется аппарат с погружной горелкой (рис. 7.13) для упаривания жидкостей, обладающих склонностью к пенообразованию. Погружная горелка, расположенная в центре корпуса аппарата и закрепленная на плоской крышке, предназначена для сжигания природного газа. Дымовые газы при выходе из затопленного в жидкость сопла вызывают эрлифтный подъем жидкости, находящейся между корпусом аппарата и кожухом горелки. Поток жидкости и пузырьков, образующих пену, при подъеме удаляются в цилиндрический отстойник и после разрушения пены упаренная жидкость удаляется по наклонному днищу через боковой штуцер сепаратора, а дымовые газы направляются в конденсатор для утилизации теплоты и получения дистиллята.

Установлено, что выпаривание промышленных стоков производства эпоксидных смол возможно только при разбавлении продуктов сгорания холодным воздухом до 550—600 °C. В этом случае получается дистиллят, содержащий не более 200 мг/л хлорида натрия. При более высоких температурах дымовых газов ($t > 600$ °C) в момент контакта со сточными газами происходит термическое разложение органических примесей, содержащихся в стоках, с образованием продуктов, обладающих резким, неприятным запахом.

Отходящие газы, содержащие различные продукты окисления и распада, улавливаются водой в скрубберной установке.

Выгрузка концентрированного раствора из аппарата должна осуществляться в закрытый сосуд во избежание выде-

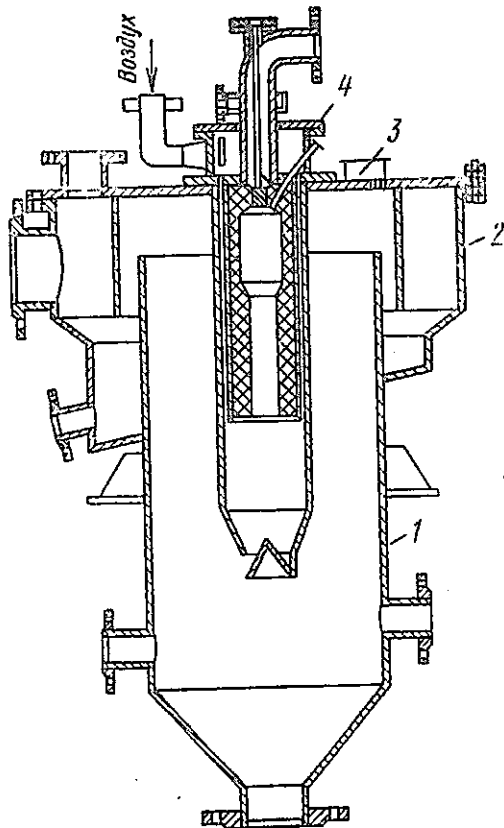


Рис. 7.13. Аппарат погружного горения эрлифтного типа

1 — корпус; 2 — сепараторный сосуд с наклонным дном; 3 — крышка; 4 — погружная горелка

ления паров в окружающую среду. Упаренный раствор из сборника направляют на регенерацию, сушку и использование по назначению.

7.8. КОМПЛЕКСНАЯ УСТАНОВКА ОБЕЗВРЕЖИВАНИЯ СОЛЕСОДЕРЖАЩИХ СТОЧНЫХ ВОД В ПРОИЗВОДСТВАХ КРАСИТЕЛЕЙ И ПОЛУПРОДУКТОВ

Способ термического обезвреживания солесодержащих сточных вод в АПГ и распылительных башнях применяется

в химической промышленности для упаривания концентрированных стоков до сухого остатка [64].

В технологической схеме установки (рис. 7.14) сточные воды от производственных цехов собираются в приемниках 1 вместимостью 150 м³, откуда подаются центробежным насосом 2 по трубопроводу в нейтрализатор 3, представляющий собой стальной футерованный аппарат вместимостью 5 м³, снабженный двухлопастной мешалкой. В этот нейтрализатор из мерника 4 самотеком по трубопроводу поступает 42% раствор гидроксида натрия. Нейтрализованный раствор из аппарата 3 уходит в АПГ 5, где концентрируется с помощью дымовых газов.

Парогазовая смесь, образуемая над свободной поверхностью раствора, отводится в кожухотрубчатый конденсатор, где водяные пары конденсируются и направляются в систему водоснабжения. Дымовые газы с помощью вентилятора 7 выбрасываются через скруббер в атмосферу.

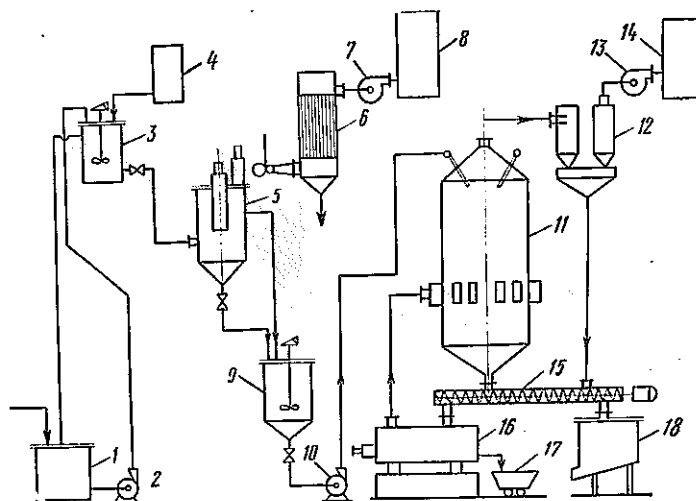


Рис. 7.14. Технологическая схема обезвреживания сточных вод в производстве красителей

1 — приемный сосуд; 2, 10 — насосы; 3 — нейтрализатор; 4 — мерный сосуд; 5 — АПГ; 6 — скруббер Вентури; 7 — вентилятор; 8 — скруббер; 9 — сборник; 11 — распылительная башня; 12 — пылеуловитель; 13 — дымосос; 14 — пенный аппарат; 15 — винтовой шнек; 16 — печь; 17 — тележка; 18 — приемник солей

Упаренные промышленные стоки с температурой 80—85 °С из АПГ подаются по переливной трубе в сборник 9, затем с помощью насоса 10 — в механические форсунки распылительной башни 11. Содержание минеральных солей после упарки сточных вод должно быть не более 300 г/л, так как превышение приводит к кристаллизации и выпадению из раствора и забиванию механических форсунок. Для удобства чистки форсунки соединяют с коллектором резиновыми шлангами.

Распылительная башня имеет шесть форсунок производительностью 250 л/ч каждая, которые располагаются в штуцерах верхней крышки с направлением распыла по вертикальной оси. Снизу в распылительную башню поступают топочные газы из наклонной печи 16 с температурой 650—700 °С.

Для защиты металла от термических воздействий топочных газов внутренние стенки распылительной башни футерованы керамической плиткой. Осмотр и ремонт внутренних частей башни выполняют, пользуясь люками и лазами. Производительность распылительной башни определяется количеством высушенного материала (соли) и составляет около 500 кг/ч.

Высушенный материал с остаточной влажностью до 5% собирается на конусном днище башни, откуда шнековым транспортером 15 выгружается и подается в наклонную печь 16 для выжигания органических веществ.

Наклонная печь представляет собой цилиндр, внутри футерованный огнеупорным кирпичом. Печь оборудована горелкой, производительностью 150 м³/ч природного газа. Воздух в горелку нагнетается дутьевым вентилятором производительностью 1750 м³/ч. Температура сгорания поддерживается в топке в пределах 1200—1400 °С с тем, чтобы поступившие соли на распылительной башне могли подвергаться термическому разложению и расплавлению.

Плав минеральной соли из печи передается по наклонному поду в печь и сливается в металлическую вагонетку 17 для последующего удаления в отвал или на переработку.

Отходящие из наклонной печи дымовые газы движутся по футерованному газоходу в коллектор распылительной башни для обезвоживания распыленных промстоков, поступающих в форсунки. Затем дымовые газы с температурой 150—200 °С из верхней части распылительной башни удаляются в циклоны НИИГАЗ для очистки от твердых частиц, уносимых га-

зовым потоком. Дымовые газы поступают в циклоны 12 по касательному вводу, в результате чего происходит инерционное осаждение солей, которые по спускной трубе и шнековому питателю подаются на сжигание в наклонную печь 16. Для окончательной очистки дымовые газы из циклонов 12 забираются дымососом 13 и подаются в пенный аппарат 14. Температура газов после пенного аппарата снижается до 30 °С и затем очищенные дымовые газы выбрасываются в атмосферу через дымовую трубу.

7.9. ОБЕЗВРЕЖИВАНИЕ СТОЧНЫХ ВОД В АППАРАТАХ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ И БАРАБАННЫХ ПЕЧАХ

Сточные воды, содержащие органические вещества в пределах 2—5% и минеральных солей до 10% целесообразно выпаривать в АПГ, а затем направлять в барабанную печь для сжигания и получения чистых солей. Для полного окисления органических веществ рекомендуется поддерживать температуру в барабанной печи 800—900 °С.

Представляет интерес установка погружного горения фирмы Кирр (ФРГ), разработанная для обезвреживания сточных вод в производстве семазина (рис. 7.15).

Промышленные стоки здесь характеризуются наличием синильной кислоты, хлорциана и минеральных солей. Перед выпариванием стоки обрабатываются раствором гидроксида натрия, в результате чего цианаты разлагаются на карбонаты, аммиак, углекислый газ и воду. После щелочной обработки сточные воды направляются на выпаривание в АПГ.

Производственная установка для обезвреживания сточных вод состоит из двух АПГ — вертикальных цилиндрических сосудов с коническими днищами и сферическими крышками. На крышке каждого (рис. 7.16) установлена погружная горелка с выносной камерой сгорания, рассчитанной на сжигание 190 м³/ч природного газа.

Дымовые газы из камеры сгорания смешиваются с холодным воздухом, для чего погружная горелка имеет наружный футерованный кожух. Температура барботажных газов при истечении из сопла 840 °С, что поддерживает необходимый режим для испарения. Погружная горелка снабжена автоматическим запальным устройством, фотоэлектрическим прибором (для отключения газопровода при внезапном погасании пламени в камере сгорания) и размещена в циркуляционной трубе, обеспечивающей непосредственный контакт ды-

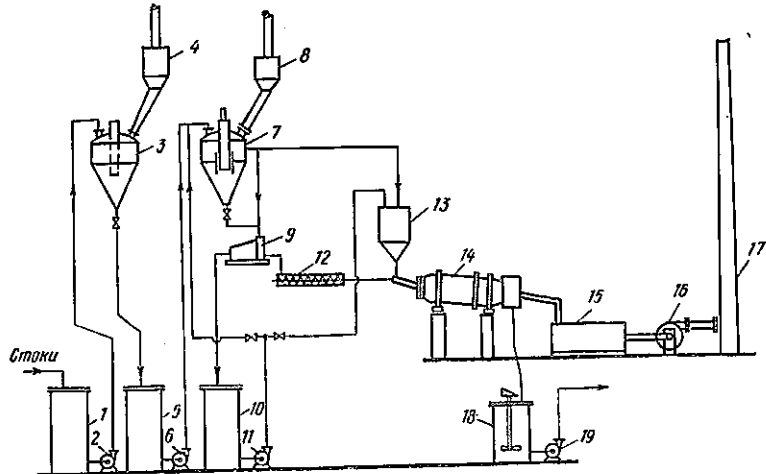


Рис. 7.15. Технологическая схема обезвреживания сточных вод в производстве семазина

1, 5, 10 — сборники стоков; 2, 6, 11, 19 — насосы; 3 — реактор-нейтрализатор; 4 — сборник щелочи; 7 — АПГ; 8 — брызгоуловитель; 9 — центрифуга; 12 — шнек; 13 — мерный сосуд; 14 — барабанная печь; 15 — смеситель; 16 — дымосос; 17 — дымовая труба; 18 — сборник продукта

мовых газов с жидкостью. Учитывая агрессивные свойства концентрированных растворов выпарной аппарат внутри футерован кислотоупорной плиткой на специальной замазке.

При сжигании $190 \text{ м}^3/\text{ч}$ природного газа в каждом аппарате испаряется 1500 кг сточных вод и образуется около 300 кг концентрированного раствора, который поступает на центрифугу 9 для разделения.

Полученная влажная соль из центрифуги с помощью шнека направляется в барабанную печь 14 на термическую обработку. Фильтрат из центрифуги подается в сборник 10 и с помощью насоса 11 направляется в АПГ 7 для дальнейшего испарения.

Схема предусматривает возможность подачи концентрированного раствора в питатель 13 для последующего ввода в барабанную печь. Последовательное выпаривание сточных вод в двух АПГ позволяет обезвреживать около $5 \text{ м}^3/\text{ч}$ стоков.

Водяные пары вместе с дымовыми газами при $80\text{--}90^\circ\text{C}$ из выпарных аппаратов поступают в брызгоуловители 4 и

8 — цилиндрические сосуды, заполненные кольцами Рашига. В брызгоуловителях дымовые газы очищаются от капель воды и поступают в смесительный аппарат 15 для охлаждения газов, уходящих из барабанной печи перед выбросом их с помощью дымососа 16 в трубу 17.

Барабанная печь (рис. 7.17) оснащена туннельной горелкой для природного газа с таким расчетом, чтобы темпера-

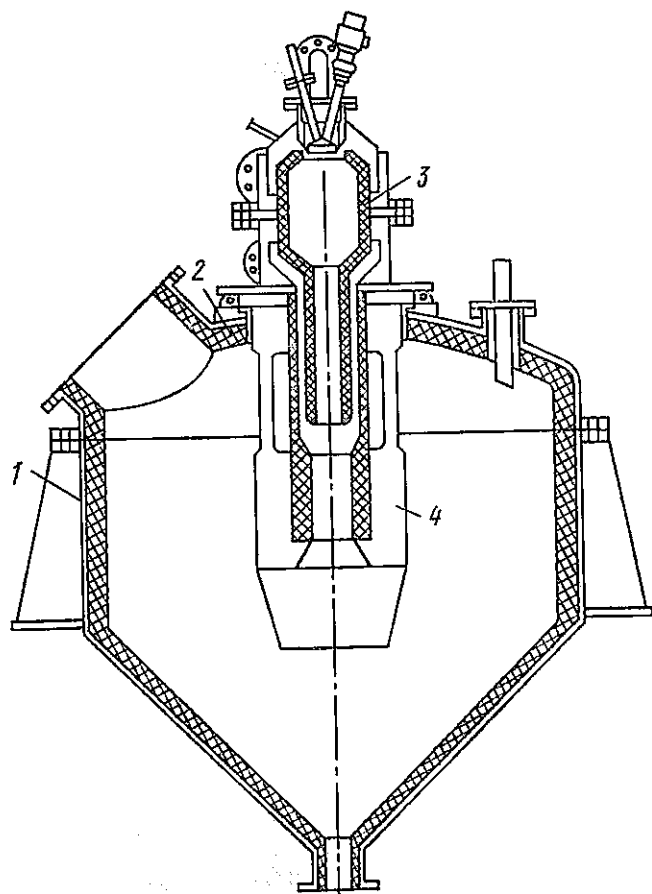


Рис. 7.16. Аппарат погружного горения

1 — корпус; 2 — крышка; 3 — погружная горелка с выносной камерой сгорания; 4 — циркуляционная труба

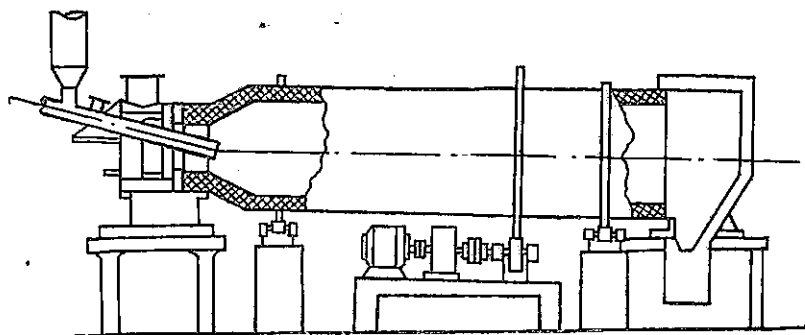


Рис. 7.17. Барабанная печь

тура в печи достигала 1100°C . Ориентировочный расход природного газа $90\text{—}100\text{ м}^3/\text{ч}$ и воздуха в пределах $1200\text{ м}^3/\text{ч}$ на 1 т перерабатываемого солевого шлама.

Барабанная печь позволяет при вращении барабана более равномерно вести сжигание органических веществ в концентрированных шламах с непрерывной выдачей шлага солей. Внутренняя камера печи по протекающим в ней термическим процессам может быть условно разделена на две зоны: огне-вую и термического обезвреживания.

Огневая зона располагается на входе камеры, в которую подается газообразное топливо и сгорает, создавая высокотемпературные условия для окисления органических веществ и обезвреживания минеральных солей путем плавления.

Внутренние стенки барабана футерованы огнеупорным и кислотоупорным материалами (специальные керамические изделия в виде сферического кирпича и блоков).

Механическое устройство для подачи шлага и концентрированных стоков располагается со стороны входа барабанной печи с таким расчетом, чтобы в потоке пламени они подвергались интенсивному испарению и последующему окислению органических веществ с образованием продуктов сгорания. Минеральные соли при вращении барабана оседают на его стенках, при высоких температурах превращаются в плав, который непрерывно удаляется в копильник и затем направляется для использования в производстве.

В некоторых случаях соль растворяют в аппарате 18 и насосом подают раствор потребителю. В процессе обработки шламов и концентрированных растворов солей в барабанной

печи наблюдается значительный унос (до 6%) мелких частичек солей с отходящими дымовыми газами. Во избежание выброса этих частиц с дымовыми газами на некоторых заводах используют пылеуловители, электрофильтры и оросительные скрубберы.

7.10. СХЕМА ОЧИСТКИ СТОЧНЫХ ВОД ТЕКСТИЛЬНОГО ПРОИЗВОДСТВА

На комбинатах, выпускающих тонкое техническое сукно, образуется в больших количествах флотоконденсат — сточные воды, содержащие органические примеси в виде эмульсии замасливателя, триэтиленгликоля, олигомеров, полисилоксановой жидкости и минеральных солей.

Установка для обезвреживания стоков, предусматривает выпаривание флотоконденсата в АПГ (рис. 7.18). Флотоконденсат с температурой 40 °С поступает в сборник 1, откуда перекачивается насосом 2 в теплообменник 3 для подогрева до 70 °С и подается в АПГ 4, где испаряется дымовыми газами.

Парогазовая смесь из АПГ отводится в каплеотделитель 5, далее — в пароводяной теплообменник 6. Образовавшийся конденсат самотеком направляется в конденсатные баки 7.

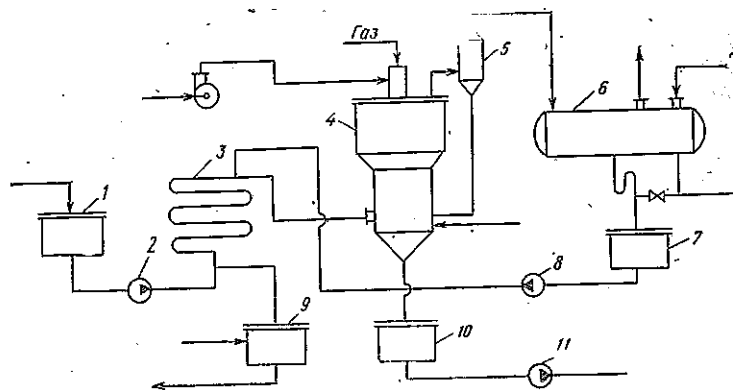


Рис. 7.18. Технологическая схема обезвреживания стоков в текстильном производстве

1 — сборник; 2, 8, 11 — насосы; 3 — теплообменник; 4 — АПГ; 5 — каплеотделитель; 6 — конденсатор; 7 — сборник конденсата; 9, 10 — приемные баки

Затем из баков конденсат насосами 8 вводится в теплообменник 3 для подогрева исходного раствора.

Несконденсированные газы и воздух после теплообменника 6 выбрасываются в вытяжную трубу. Полученный концентрат из АПГ сливается самотеком в приемный бак 10, откуда вывозится автоцистернами на установки огневого обезвреживания.

Практика показала, что флотоконденсат при выпаривании в АПГ сильно вспенивается, что препятствует процессу выпаривания.

Для уменьшения вспенивания флотоконденсата в АПГ подается пеногасящая эмульсия.

Техническая характеристика установки:

Количество, кг/ч	
флотоконденсата	4000
выпаренной влаги	3820
Температура испарения, °C	81
Расход, м³/ч	
природного газа,	345
воздуха	3140

Представленную схему следует рассматривать как первую ступень термического обезвреживания сточной воды с последующим сжиганием упаренного остатка в циклонном реакторе.

7.11. ОЧИСТКА ХРОМСОДЕРЖАЩИХ СТОЧНЫХ ВОД В КОЖЕВЕННОМ ПРОИЗВОДСТВЕ

Хромсодержащие сточные воды, полученные в кожевенном производстве, после механической очистки направляют на регенерацию. Для осаждения солей хрома применяют раствор кальцинированной соды, которую загружают в специальные смесители периодического действия.

Оптимальным отношением оксида хрома и соды при средней концентрации оксида хрома 6 г/л считается 1:3 при 5% концентрации содового раствора. Установлено, что при повышении температуры сточной воды перед реакцией осаждения до 80 °C процесс отстоя ускоряется.

Из отстойников гидроксид хрома поступает в сборный бак, а затем насосом подается на обезвоживание в фильтр-пресс. Фильтрат отводится в канализацию, а полученный осадок с содержанием оксида хрома 10—15% — на регенерацию.

Для восстановления оксида хрома применяют серную кислоту. Восстановленный хром используют в производстве хромового экстракта.

Сложность технологической схемы и аппаратурного оформления вызвали потребность в поиске более эффективного способа регенерации хромовых солей из сточных вод. Так, была предложена технологическая схема очистки сточных вод, состоящая из четырех основных стадий:

осветление хромосодержащих сточных вод отстаиванием;
флотационная очистка сточных вод от эмульгированных жиров и поверхностно-активных веществ;
упаривание отфильтрованной жидкости в АПГ;
осветление концентрата от выпавшего при упаривании осадка.

Выпадающий при осветлении сточных вод осадок практически не содержит гидроксида солей хрома и состоит преимущественно из органических недубящих веществ, которые легко удаляются отстаиванием. Жиры и поверхностно-активные вещества при содержании до 50 мг/л извлекают из сточных вод методом пенной сепарации.

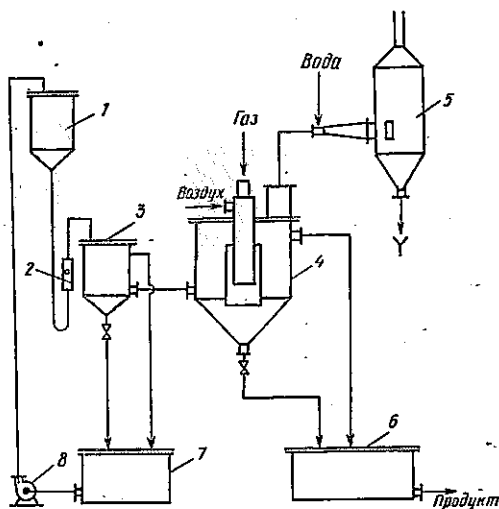


Рис. 7.19. Принципиальная схема очистки хромосодержащих стоков в кожевенном производстве

1 — мерный сосуд; 2 — ротаметр; 3 — расходная емкость; 4 — аппарат погружного горения; 5 — скруббер Вентури; 6 — сборник концентрата; 7 — промежуточный сосуд; 8 — насос

Значительный интерес представляет технологическая схема регенерации хромовых солей методом концентрирования стоков в АПГ (рис. 7.19). В качестве АПГ взят типовой образец, в котором непрерывно концентрируется раствор хромовых солей и при получении заданного насыщения сливается в сборник 6.

Исследования показали, что концентрат хромовых солей обладает хорошими дубильными свойствами и пригоден для приготовления хромового экстракта, что снижает расходы дубильных веществ. Содержание хрома в пересчете на оксид хрома составляет 40—42 г/л.

7.12. БИОГАЗИФИКАЦИЯ

Переработка органических отходов сельскохозяйственного производства с целью получения биогаза открывает для многих животноводческих ферм источник энергии.

По оценкам специалистов биогазификация позволит только за счет животноводческих органических отходов получить до 40 млн. т условного топлива/год [65].

В настоящее время строятся и эксплуатируются крупные биогазификационные установки. Например, анаэробная установка по переработке навоза на свиноферме может дать более 6 тыс. м³ биогаза в сутки.

Биогаз содержит 65% метана, около 30% углекислого газа и примерно 1% водорода, 1% кислорода и 1% оксида углерода. Теплота сгорания биогаза 20—26 МДж/м³.

Биогаз находит широкое применение для приготовления корма, горячей воды, отопления свинофермы и газификации помещений бытового хозяйства.

Отстой, получаемый в результате анаэробного разложения, используется в качестве удобрения и повышает урожайность полей от 10 до 25%. Кроме того, улучшается состояние окружающей среды в районе свинофермы. Этот фактор имеет большое значение для сельских районов, где зачастую отсутствует канализация и отходы выбрасываются на открытые площадки.

Биоотходы содержат в себе питательную среду для бурного развития насекомых, микробов и бактерий, представляющих серьезную опасность для человеческого организма. Это прежде всего возбудители холеры, тифа, дизентерии и других заболеваний.

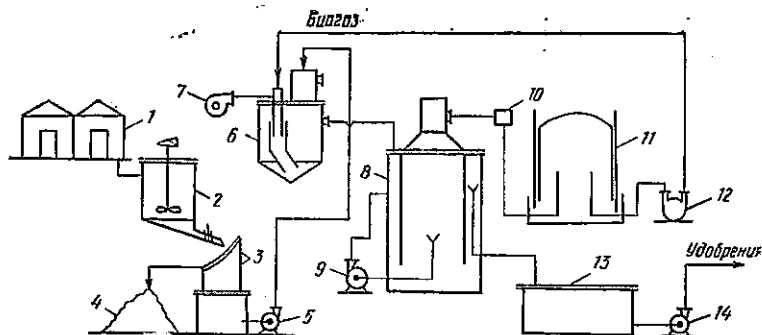


Рис. 7.20. Технологическая схема переработки навоза в производстве биогаза

1 — свиноферма; 2 — сборник навоза; 3 — дуговое сито; 4 — компост; 5, 9, 14 — насосы; 6 — АПГ; 7 — воздуходувка; 8 — метантенк; 10 — газовый счетчик; 11 — газгольдер; 12 — компрессор; 13 — сборник сброженного стока

Анаэробное разложение животноводческих отходов позволяет ликвидировать перечисленные патогенные факторы, а получение биогаза уменьшает потребность в древесине и топливе.

Если взять типовую животноводческую ферму с численностью скота (свиней) 1000 голов, то образование жидких стоков при гидравлической уборке составляет около 10 т/ч.

При таком расходе можно рекомендовать более современную технологию переработки жидких отходов (рис. 7.20), состоящую из двух агрегатов: получение биогаза и подогрева стоков.

Из помещения свинофермы жидкий навоз поступает в сборник 2, откуда подается на дуговое сито 3 для выделения твердой фракции, которая в смеси с торфом образует компост пригодный для удобрения полей. Жидкая фракция из сборника 3 насосом 5 направляется в АПГ 6 для подогрева до 45—55 °С, а затем поступает самотеком в метантенк 8 на анаэробное сбраживание с выделением биогаза.

Метантенк — металлический сосуд емкостью 300 м³, оснащенный насосом 9 для циркуляции массы во время выдержки. В результате анаэробного сбраживания массы навоза в 8 выделяется биогаз, который под собственным давлением поступает в газгольдер 11.

Количество образовавшегося биогаза около $6,5 \text{ м}^3/\text{сут}$ с каждого кубометра объема метантенка или около 70 м^3 биогаза с 1 т навоза.

Выделяющийся из 8 биогаз поступает через газовый счетчик и гидравлический затвор в газгольдер, а затем компрессором 12 доставляется потребителю.

Для непрерывной работы необходимо иметь два метантенка на случай чистки и ремонта. Чистка осуществляется промывкой с помощью шламового насоса 9, предназначенного для транспортировки промывной воды в сборник 13.

Опыт работы установки показал, что при содержании в стоках сухого вещества в пределах 3—4% можно получить в сутки около 1800 м^3 биогаза, что достаточно для приготовления кормов и обеспечения нужд жилого поселка.

Использование жидкой фракции после анаэробной обработки на полях с помощью оросительного устройства дает высокий урожай зерновой и кормовой продукции сельского хозяйства.

7.13. ВЫПАРИВАНИЕ СТОКОВ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕГО ЗАВОДА

Производственные стоки, полученные на электрообессоливающих установках (ЭЛОУ), содержат до 300 г/л минеральных солей, в том числе около 280 мг/л NaCl , а остальные примеси Na_2SO_4 , NaHCO_3 , Na_2CO_3 и другие делают стоки вредными для окружающей среды, поэтому сбрасывать их без предварительной очистки в природные водоемы строго запрещено.

Целесообразно упаривать стоки ЭЛОУ в две ступени:

на первой извлекать до 60% NaCl с чистотой 98,3%;

на второй получать концентрированный раствор пригодный для образования сухого остатка или для захоронения.

Такая технология позволяет уменьшить объем стоков на первой ступени в 55 раз и на второй — более чем в 100 раз по сравнению с исходным объемом [66].

Эксперименты показали, что массовая кристаллизация NaCl наступает при степени упаривания в 25 раз, когда раствор достигнет полного насыщения.

Исходный раствор (рис. 7.21) поступает в АПГ 2, где в процессе упаривания образуется насыщенный раствор и кристаллы NaCl , которые вместе с концентратом направляются

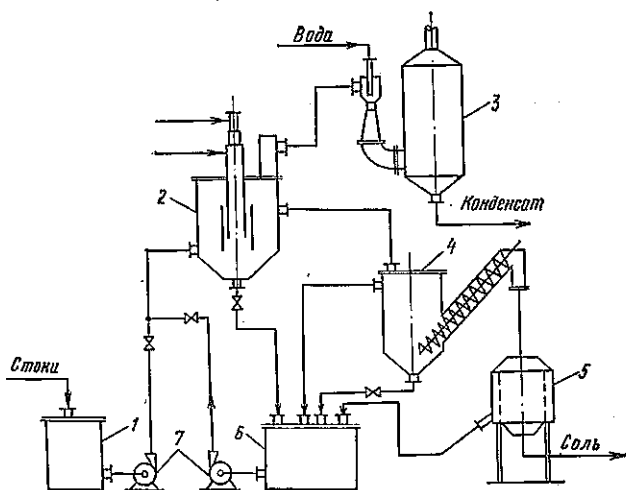


Рис. 7.21. Принципиальная технологическая схема извлечения солей из стоков ЭЛОУ нефтеперерабатывающего завода

1 — сборник стоков; 2 — АПГ; 3 — скруббер Вентури; 4 — отстойник-кристаллизатор со шнековой выгрузкой солей; 5 — центрифуга; 6 — сборник фильтрата; 7 — насос

в отстойник 4. Здесь при охлаждении и некоторой выдержке происходит рост кристаллов, которые при достижении максимальных размеров выгружаются с помощью винтового шнека.

Выгружаемая пульпа попадает в центрифугу 5 для выделения твердой фазы, а маточник поступает в сборник 6 для последующего упаривания в АПГ второй ступени. Полученная соль на центрифуге отличается размером кристаллов до 200 мкм с содержанием влаги 6—7%.

Проведенные эксперименты на опытной установке показали, что процесс извлечения NaCl из стоков ЭЛОУ протекает непрерывно и выдает соль с содержанием 97—99% основного продукта. Такая соль соответствует требованиям производства хлора и других продуктов химической промышленности.

ГЛАВА 8. РУКОВОДСТВО ПО ЭКСПЛУАТАЦИИ АППАРАТОВ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

8.1. ОБЩИЕ СВЕДЕНИЯ О ПРАВИЛАХ БЕЗОПАСНОЙ РАБОТЫ

Правила безопасной эксплуатации включают определенные требования к устройству, изготовлению, монтажу, ремонту и эксплуатации.

Выпуск АПГ организован на машиностроительных предприятиях, которые располагают техническими средствами, обеспечивающими качественное их изготовление.

Проект и технические условия на изготовление аппаратов должны быть согласованы и утверждены в установленном порядке. Изменения в проекте обычно вносятся с разрешения организации, выполнявшей проект или специализированного научно-исследовательского учреждения (например, УкрНИИхиммаш), разработавшего типовые конструкции и методы их расчета.

Каждый АПГ должен поставляться заводом-изготовителем заказчику с паспортом по установленной форме и инструкцией по монтажу и безопасной эксплуатации.

На аппараты с погружными горелками распространяются правила безопасности в газовом хозяйстве [67].

Обслуживание автоматических систем управления и приборов контроля, а также АПГ, работающих на любом виде топлива, разрешается персоналу, прошедшему медицинскую комиссию, инструктаж и специальную подготовку. Допущенные лица должны иметь удостоверение квалификационной комиссии, подтверждающее право на эксплуатацию.

В процессе работы с АПГ и установками следует строго соблюдать правила безопасности во избежание ожогов и травм, вызванных горячими растворами или парогазовой смесью. Необходимо пользоваться спецодеждой и средствами индивидуальной защиты.

8.2. РЕГУЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ РАСТВОРОВ В АППАРАТАХ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

Математическая модель процессов нагрева и выпаривания жидкости (см. гл. 4) позволяет вычислить температуру выпаривания раствора, уходящей парогазовой смеси и расход

подаваемого в горелку топлива в зависимости от физических свойств раствора, его концентрации на входе и выходе из аппарата, а также количества поступающего на выпаривание. Отклонение действительного расхода топлива от его расчетного значения (при постоянном расчетном расходе исходного раствора) приведет к изменениям конечной концентрации раствора и производительности АПГ как по выпаренной влаге, так и по полученному сухому веществу. В свою очередь изменение расхода исходного раствора (при постоянном расходе топлива) также вызывает изменение производительности аппарата.

Расход подаваемого в горелку воздуха при заданном коэффициенте избытка воздуха рассчитывается в зависимости от расхода топлива. Отклонение расхода воздуха от расчетного значения приводит к изменению коэффициента избытка воздуха. При этом нарушается режим работы горелочного устройства и снижается производительность аппарата.

Следовательно, работа АПГ в стационарном режиме выпаривания с постоянной производительностью требует стабилизации расчетных расходов топлива, воздуха и исходного раствора. В АПГ-водонагревателях возникает необходимость сохранять заданную температуру нагретой воды при ее переменном расходе, что достигается автоматическим регулированием расхода топлива и соответствующего ему расхода воздуха в зависимости от расхода нагретой воды.

Важное условие нормальной работы АПГ—поддержание заданного уровня выпариваемой жидкости. Отклонение уровня от номинального значения изменяет гидравлическое сопротивление газовоздушного тракта горелки. В результате изменяется расход воздуха. Кроме того, снижение уровня раствора приводит к ухудшению использования теплоты сгорания топлива и повышению температуры парогазовой смеси на выходе из аппарата.

Постоянство уровня при стабилизированных расчетных значениях расходов воздуха и газа достигается стабилизацией расхода исходного раствора. Варьируя расход исходного раствора, можно поддерживать постоянный уровень при отклонениях расходов топлива и газа от расчетных значений.

Установки автоматического регулирования технологического процесса полного выпаривания соледержащего раствора в АПГ с выделением содержащихся в растворе солей в виде твердой фазы (рис. 8.1) широко применяются для

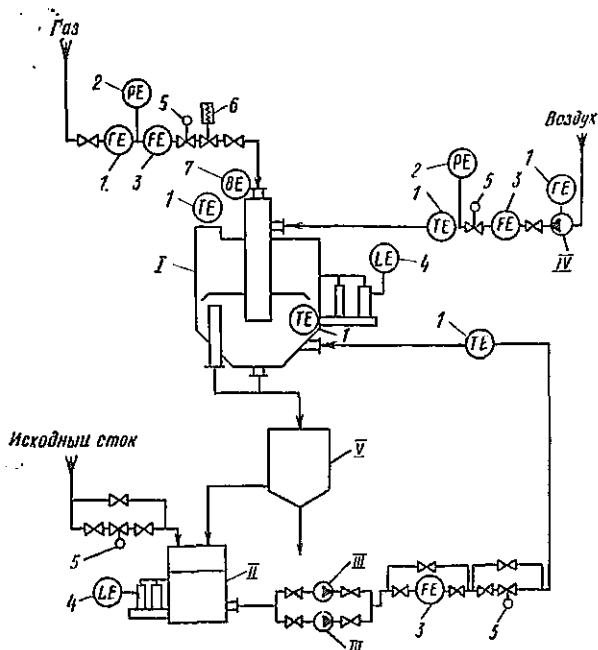


Рис. 8.1 Автоматическая система регулирования технологических процессов АПГ

I — выпарной АПГ; II — циркуляционный бак выпариваемого раствора; III — блок циркуляционных насосов; IV — воздуходувка; V — отстойник-сгуститель кристаллов

1 — термометры; 2 — манометры; 3 — расходомеры; 4 — уровнемеры; 5 — регуляторы расходов; 6 — предохранительный отсечной клапан с электрическим приводом; 7 — датчик контроля пламени

термического обезвреживания сточных вод промышленных предприятий.

Система КИП обеспечивает измерение основных технологических параметров процесса выпаривания:

- расход подаваемого в аппарат раствора;
- температура раствора и отходящей парогазовой смеси;
- уровень раствора в выпарном аппарате и циркуляционном баке.

С целью обеспечения безопасности процесса выпаривания системой автоматики предусматривается защитная блокировка по газу, срабатывающая при:

погасании пламени в горелке;
снижении давления газа или воздуха перед горелкой;
отклонении расхода газа или воздуха от номинальных значений;
повышении температуры парогазовой смеси на выходе из аппарата;
увеличении температуры подшипниковых узлов воздухоудвки;
отклонении уровня выпариваемого раствора в аппарате от номинального значения.

Возможна также блокировка, исключающая подачу газа в горелку без предварительной вентиляции газовоздушного тракта горелки в течение установленного времени.

Автоматический режим работы установки обеспечивается регулированием следующих технологических параметров в пределах стабилизации по заданному номинальному значению:

- расход природного газа;
- расход воздуха;
- расход поступающего в аппарат раствора;
- уровень раствора в промежуточном циркуляционном баке.

Автоматическое регулирование расходов по заданному номинальному значению осуществляется следующим образом. При возникновении каких-либо возмущающих факторов (например изменении давления в подводящем газопроводе) происходит изменение расхода газа (см. рис. 8.1). Сигнал от датчика первичного измерения расхода газа направляется на измерительно-регулирующую станцию (на схеме не показано), где происходит его сравнение с номинальным значением расхода газа, задаваемым указателем расхода на щите управления. При отклонениях заданного и фактического значений расходов вырабатывается управляющий сигнал, приводящий в действие исполнительный механизм, который воздействует на расход газа с целью достижения заданного номинального значения.

Стабилизация расходов воздуха и подаваемого в аппарат раствора осуществляется аналогично.

Технологическая схема установки предусматривает выпаривание раствора с выводом концентрата из АПГ через отстойник *V*, в котором происходит осаждение выносимых из аппарата кристаллов. Насыщенный раствор поступает в циркуляционный бак *II*, откуда вновь подается на дополнительное выпаривание.

Для повышения производительности установки необходимо увеличивать номинальные расходы газа и воздуха в горелку. Регулировать расход газа и воздуха можно как вручную — задатчиками со щита управления, так и автоматиче-

ски, например, по уровню жидкости в баке исходного раствора (на схеме не показано).

Рассмотренная система управления обеспечивает нормальную эксплуатацию установки при соблюдении ряда основных условий.

Пуск установки выполняется в следующей последовательности:

подать воздух от воздуходувки в горелку и установить его номинальный расход;

заполнить АПГ исходным раствором, включив насосы подачи раствора;

после заполнения аппарата до уровня перелива отключить насосы;

продуть газовую линию «на свечу»;

подать воздух в запальник;

включить электрозажигание запальника;

подать газ в запальник;

после воспламенения газа установить клапанами подачу газа и воздуха в запальник, обеспечивающую устойчивое горение;

подавать газ в горелку, постепенно увеличивая его расход;

установить после воспламенения газа номинальный его расход, наблюдая за горением через смотровое окно;

в случае невоспламенения или погасания факела прекратить подачу газа в запальник и горелку, не выключая подачу воздуха, и повторить пуск запальника и подачу газа в горелку;

при наступлении устойчивого режима горения отключить подачу газа на запальник и перейти к автоматическому управлению горением, включив защитные блокировки на погасание пламени и падение давления газа в сети;

после нагрева раствора в аппарате до расчетной температуры включить насос подачи раствора, установив номинальный его расход.

В процессе эксплуатации необходимо следить за показаниями приборов и периодически измерять плотность выходящего из аппарата раствора.

Останов аппарата осуществляется в следующем порядке:

прекратить подачу газа и раствора в аппарат;

слить раствор из аппарата через дренажный клапан;

прекратить подачу воздуха;

промыть аппарат горячей водой.

Если процесс выпаривания раствора должен проводиться до заданной концентрации, то для поддержания автоматического режима схема должна быть дополнена датчиком концентрации (солемером) и исполнительным устройством, регулирующим расход выводимого из аппарата упаренного раствора. В этом случае расход раствора на выходе из АПГ регулируется по концентрации раствора, а расход раствора

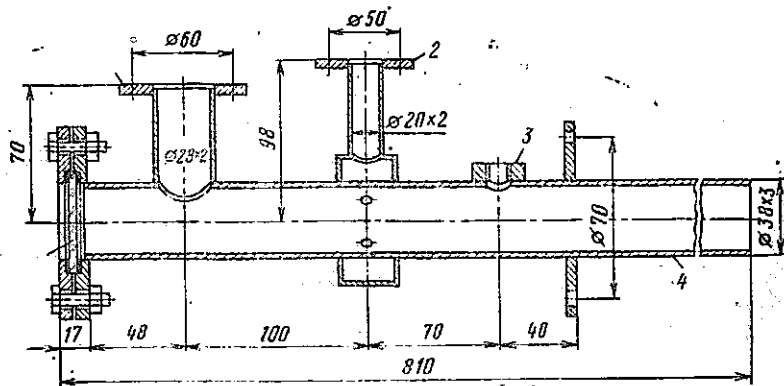


Рис. 8.2. Запальник конструкции Киевского политехнического института
1 — патрубок для воздуха; 2 — коллектор с патрубком для подвода газа;
3 — штуцер для свечи зажигания; 4 — труба; 5 — смотровое стекло

на входе в аппарат (подпитка) по уровню выпариваемого раствора в аппарате.

Погружная горелка работает под избыточным давлением, поэтому ее пуск возможен с помощью запальника (рис. 8.2).

Напряжение на свечу зажигания подается от катушки высокого напряжения.

Запальник может работать в комплекте с устройством УКФП-1, включающим фотодатчик и прибор, обеспечивающий управление электромагнитным клапаном. Фотодатчик реагирует на поток инфракрасного излучения пламени горелки и в случае погасания пламени отключает подачу газа в горелку.

Пуск горелки с помощью запальника осуществляется вручную:

выключить систему автоматической стабилизации расходов газа и воздуха на горелку;

включить воздухоподогреватель, установить расход воздуха на горелку 30% номинального значения и осуществить вентиляцию аппарата в течение 10 мин;

вывести (выключить) защитные блокировки и снять датчик контроля пламени со смотрового окна запальника;

подать напряжение на свечу запальника, воздух и газ на запальник, регулируя их расход, добиться воспламенения и устойчивого горения газа в запальнике;

в процессе розжига запальника наблюдать за его горением через смотровое окно;
 после розжига запальника открыть газ на горелку и, плавно увеличивая его расход, произвести розжиг горелки;
 после воспламенения газа в горелке перекрыть газ на запальник;
 плавно увеличивая расход газа и воздуха на горелку, вывести ее на номинальный режим, наблюдая за горением через смотровое окно запальника;
 в случае погасания пламени в горелке перекрыть газ, осуществить вентиляцию аппарата за 10 мин, после чего повторить розжиг;
 после выведения горелки на заданный режим установить датчик контроля пламени на смотровое окно запальника, включить (ввести) защитные блокировки и систему автоматической стабилизации расходов газа и воздуха.

Автоматический пуск запальника и горелки возможен с помощью приборов, входящих в схему запального устройства КЗУ (рис. 8.3).

Клапан 2 и катушка зажигания 9 включаются одновременно тумблером зажигания на приборе ФЗУ2. При появлении пламени катушка зажигания отключается автоматически, клапан 2 — по окончании времени попытки розжига, которое задается на приборе и не превышает десяти секунд. Наличие пламени контролируется электродами 6 (работа на газе) или фотодатчиком 4 (работа на мазуте).

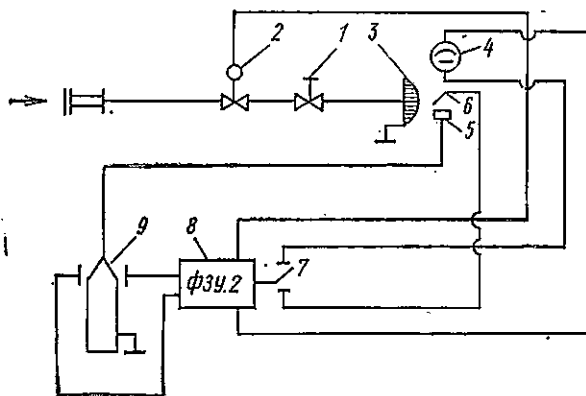


Рис. 8.3. Функциональная схема автоматического запального устройства КЗУ
 1 — клапан с ручным управлением; 2 — электромагнитный клапан; 3 — корпус; 4 — фотодатчик; 5 — свеча зажигания; 6 — контрольный электрод; 7 — переключатель; 8 — прибор контроля пламени ФЗ4.2; 9 — катушка зажигания

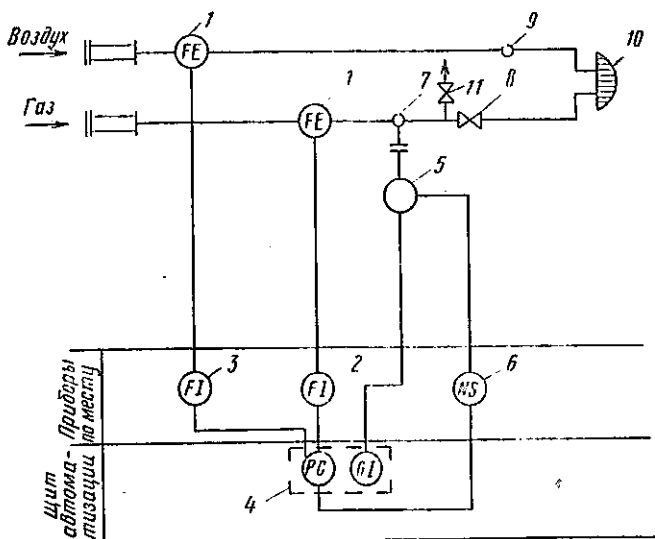


Рис. 8.4. Функциональная схема регулирования соотношения газ—воздух
 1 — камерная диафрагма; 2, 3 — дифманометр; 4 — регулирующий контактный прибор РС-29 с импульсным выходом; 5 — трехпозиционный усилитель; 6 — исполнительный механизм электрический с реостатным датчиком МЭО; 7 — регулирующая поворотная заслонка; 8 — запорный кран; 9 — регулирующая заслонка с ручным приводом; 10 — погружная горелка; 11 — кран запорный для продувки

Большинство выпускаемых АПГ оснащено горелками, где предварительно смешиваются топливо с воздухом и в отличие от горелок диффузионного типа может работать в узком диапазоне изменения коэффициента избыточного воздуха и для нормальной эксплуатации нуждается в автоматическом регулировании соотношения газ—воздух.

В качестве регулятора рекомендуется применять электронный регулятор РС-29 (рис. 8.4), обеспечивающий автоматическое и ручное дистанционное управление газовой заслонкой. Регулятор получает импульс по расходу газа и расходу (или давлению) воздуха перед горелкой, изменяя расход газа, поступающего в горелку.

Пуск газовой горелки с автоматическим регулированием соотношения газ—воздух осуществляется в следующей последовательности:

вручную открывают заслонку 9 и устанавливают в положение, соответствующее 25% номинального расхода воздуха;
подаётся электропитание на щит управления и через газовый кран 11 продвигается газовая магистраль;
кран 8 закрывается вручную;
газовая заслонка устанавливается дистанционно указателем положения регулятора на 25—30% номинального расхода;
после продувки открывается кран 8 и устанавливается указатель положения газовой заслонки на регуляторе в положение закрыто;
воспламенение газа производится с помощью электрозапальника постепенным открытием газовой заслонки ручкой указателя положения заслонки на регуляторе;
регулятор устанавливают на заданное соотношение газ—воздух и плавным открытием заслонки 9 горелка выводит на расчетный рабочий режим.

8.3. ОБСЛУЖИВАНИЕ И РЕМОНТ УСТАНОВОК ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

В процессе эксплуатации большую роль играет обслуживание и ремонт оборудования. Непрерывная работа установок приводит к износу и коррозии отдельных деталей, загрязнению внутренних поверхностей аппаратов и трубопроводов, нарушению разъемных соединений и неисправности некоторых деталей. Нормальная работа установок обеспечивается проведением планово-предупредительного ремонта.

Не менее важное условие безопасной эксплуатации АПГ — соблюдение инструкции, включающей порядок пуска, обслуживания и останова оборудования на профилактический ремонт и чистку.

Во время работы АПГ не допускается:

осуществлять чистку и ремонт;
пользоваться переносными лампами напряжением выше 12 В;
работать при недостаточном освещении (освещенность рабочего места должна соответствовать СНиП II-A-9-71).

Требования к эксплуатации:

течи, появляющиеся в уплотнениях фланцевых соединений, должны быть своевременно устранены;
фланцы трубопроводов на линии подачи и слива раствора необходимо снабжать защитными кожухами;
обслуживающие площадки, переходы и лестницы должны быть исправными, иметь надежные барьеры и ограждение;
для доступа к высоко расположенной арматуре и возможности ее обслуживания должны использоваться постоянные или переносные лестницы.

Требования охраны труда:

- наличие вывешенных основных правил техники безопасности над рабочим местом аппаратчика;
- работы внутри АПГ разрешается проводить только при отключенных заглушками газопроводов и трубопроводов на линии подачи растворов;
- поддержание чистоты рабочего места;
- работу необходимо производить в исправной и чистой спецодежде;
- на рабочем месте запрещается принимать пищу, курить и проводить работы с огнем.

Подготовка АПГ к работе проводится в следующем порядке:

- проверить правильность монтажа всего вспомогательного оборудования и трубопроводов (обратить особое внимание на правильность установки арматуры);
- убедиться, что средства автоматизации и КИП проверены и отрегулированы как на ручное дистанционное, так и автоматическое управление;
- проверить герметичность трубопроводных линий и арматуры, особенно газовых (давление газа в сети не должно превышать регламентное).

Пуск АПГ осуществляется при строгом соблюдении правил и инструкции по охране труда:

- осмотреть аппарат;
- обратить внимание на закрытие смотровых люков, исправность запорной и регулирующей арматуры и целостность взрывных мембран;
- включить воздухоподку и установить расход воздуха в пределах производительности погружной горелки;
- начать заполнение аппарата раствором.

В процессе загрузки аппарата необходимо:

- проверить работу расходомера, показателя уровня, исправность линии слива (опорожнения);
- снять заглушку на линии подачи природного газа в горелку;
- открыть на щите дистанционный клапан регулировки расхода газа на горелку;
- открыть подачу воздуха на запальник;
- нажать кнопку пуска запальника с тем, чтобы убедиться через смотровое стекло о наличии искры;
- при исправном состоянии запальника открыть клапан подачи газа на запальник и добиться устойчивого горения газа;
- установить в запальник фотоэлемент, контролирующий погасание пламени.

Пуск основного газа в горелку осуществляется при расходе не более 30%. Если установится равномерное горение, разрешается постепенно увеличивать расход топлива до заданной производительности погружной горелки. Газ и воздух расходуются в автоматическом режиме.

При установленном расходе газа и воздуха цвет пламени горелки соответствует голубому, не допускается разогрев внутренней трубы горелки до свечения. С появлением свечения металла необходимо увеличить расход воздуха или уменьшить расход природного газа.

Во избежание аварийного состояния при внезапном потухании пламени с помощью фотоэлемента должна срабатывать автоблокировка для автоматического закрытия подачи газа в горелку.

При нормальной работе погружной горелки дымовые газы должны беспрепятственно выходить из сопла горелки при заданном уровне жидкости в аппарате.

Раствор нагревается при непосредственном контакте дымовых газов в барботажном слое жидкости. Температура испарения раствора с учетом депрессии должна быть ниже на 15—16 °C температуры кипения при атмосферном давлении.

При появлении кристаллов в растворе начинается отгрузка концентрата в отстойник с последующим отделением кристаллов в центрифуге.

Получив заданную концентрацию упаренного раствора, необходимо отрегулировать его слив с подачей исходного раствора так, чтобы не нарушались уровень жидкости в аппарате и режим процесса испарения.

Останов АПГ осуществляется в следующей последовательности:

- прекратить подачу топлива в горелку (при непрерывной подаче воздуха) для постепенного охлаждения футеровки и деталей горелки;

- перекрыть клапан подачи раствора в аппарат (на расходном трубопроводе);

- слить упаренный раствор через спускной клапан, установленный на конусном днище аппарата;

- закрыть клапан на линиях выгрузки;

- включают воздуходувку путем прекращения подачи электроэнергии на электродвигатель.

После останова аппарата проверяется его техническое состояние путем осмотра деталей погружной горелки, аппарата и трубопроводов. При обнаружении каких-либо дефектов или неисправностей принимаются меры по их устранению.

Основные неисправности работы АПГ:

Неисправность	Причина
Затрудненный розжиг запальника	Плохая искра на свече, большой расход газа и воздуха

Неисправность	Причина
Перегрев внутренней трубы горелки (желтое пламя)	Малый расход воздуха, высокая calorийность топливного газа или его повышенный расход при подаче в горелку
Вибрация горелки	Нарушен расход воздуха на горелку или снижен уровень раствора в аппарате
Вибрация, раскачивание АПГ	Нарушен режим подачи раствора в АПГ
Давление газа перед горелкой (на манометре перед горелкой) более 0,8 м/см ²	Засорены отверстия газораспределительной гребенки горелки
Ярко-синее пламя по всему сечению горелки	Самопроизвольно возрастает расход газа
Повышенное сопротивление горелок	Высокий уровень раствора в АПГ
Повышение температуры парогазовой смеси в сепараторе и в самом АПГ	Низкий уровень раствора в АПГ, повышение температуры дымовых газов
Повышение давления перед решеткой сепаратора	Засорение решетки и сепаратора при работе в кристаллизационном режиме

8.4. ВЫБРОСЫ ВРЕДНЫХ ВЕЩЕСТВ В АТМОСФЕРУ И ПРИРОДНЫЕ ВОДОЕМЫ

Проблема охраны окружающей среды в промышленном производстве приобрела наибольшую остроту среди важнейших задач науки и техники.

Особое внимание следует уделить вопросу загрязнения природных водоемов промышленными стоками и выбросами вредных газов в атмосферу.

Промышленные загрязнения окружающей среды подразделяются на материальные (механические, физические, химические и биологические в виде газовых выбросов в атмосферу и сточных вод, сбрасываемых в природные водоемы) и энергетические (тепловые выбросы, шум, вибрация, световые и ионизирующие излучения).

Источниками загрязнений могут быть ТЭС, промышленные предприятия, наземный и воздушный транспорт, коммунально-хозяйственные и бытовые учреждения.

Основными показателями загрязнения окружающей среды считаются предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в атмосфере и водоемах.

Согласно утвержденным санитарным нормам ПДК определяют при ежедневном и длительном воздействии вредных веществ на организм человека, которые не вызывают каких-либо патологических изменений или заболеваний.

В зависимости от химического состава и концентрации вредных веществ газовые выбросы в воздушный бассейн можно отнести к классам опасности, мг/м^3 :

чрезвычайно опасные	<0,1
высокоопасные	0,1—1,0
умеренно опасные	1,0—10,0
малоопасные	>10

К весьма опасным выбросам в атмосферу относятся дымовые газы, полученные при сжигании всех видов топлива, а также пары и газы химических, нефтехимических, металлургических и других производств.

По данным статистики в течение года в атмосферу уходит более 150 млн. т сернистых соединений, оксидов азота, диоксида углерода и около 1 млрд. т пыли и аэрозолей.

Установлено, что концентрация CO_2 к 2000 г. достигнет 0,379%. При таких условиях будет ощутимо изменяться тепловой баланс планеты и на Земле может создаться так называемый парниковый эффект.

В результате сжигания топлива в промышленных печах и на транспорте снижается концентрация кислорода и возрастает содержание вредных и канцерогенных веществ в атмосфере.

В продуктах сгорания весьма вредная примесь — оксиды азота (NO_x), образуются при температуре горения выше 1700°C . По данным некоторых исследований, содержание NO_x в пересчете на NO_2 в продуктах сгорания мазута находится в пределах 200—700 мг/м^3 .

При сжигании мазута, содержащего серу, возникают сернистые соединения (до 13 мг/м^3).

Среди всех видов топлива природный газ считается наиболее чистым. Так, в процессе горения природного газа $\alpha \leq 1$ оксид углерода отсутствует, а при $\alpha = 1,2$ его содержание не превышает 0,04 г/м^3 .

Для обезвреживания промышленных сточных вод используют АПГ, позволяющие извлекать ценные вещества с одновременной очисткой парогазовых выбросов, полученных при сжигании природного газа или жидкого топлива в погружных горелках.

Уходящая парогазовая смесь, как правило, направляется в скруббер для конденсации паров воды и промывки продуктов сгорания перед выбросом в атмосферу. Если в продуктах сгорания обнаруживаются пары кислот, щелочи или органические примеси в скруббере можно вместо воды применять различные абсорбенты и растворы для нейтрализации и очистки отходящих газов. Содержание CO_2 в газовой фазе после скрубберной промывки речной водой не превышает 8%, что в 1,5 раза меньше, чем в дымовых газах при сжигании топлива в котлах и печах.

Для избежания термического разложения органических веществ, имеющих в стоках или растворах, предусматривается разбавление дымовых газов воздухом с целью снижения температуры их соприкосновения с раствором на выходе из погружной горелки.

Полученный конденсат при охлаждении парогазовой смеси в скруббере отличается сравнительно малым содержанием минеральных солей (80 мг/л), что позволяет использовать его в системах оборотного водоснабжения.

8.5. ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИЕ ПОКАЗАТЕЛИ УСТАНОВОК ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

Согласно установленной методике оценку экономической эффективности АПГ вычисляют по приведенным затратам для нескольких предложенных вариантов, которые должны при равной производственной мощности давать качественную продукцию.

Определение годового экономического эффекта в рублях проводится по уравнению

$$\Xi = [(C_1 + E_n K_1) - (C_2 + E_n K_2)] A,$$

где C_1 и C_2 — эксплуатационные расходы по каждому варианту, руб/год; K_1 и K_2 — капитальные затраты на сооружение установок, руб; E_n — нормативный коэффициент эффективности капитальных затрат ($E_n = 0,15$); A — годовой объем производства по новому варианту в натуральных измерениях.

Для широкого круга расчетов критерием служит минимум приведенных затрат

$$Z = C_1 + E_n K_2 \rightarrow \min.$$

При получении близких значений приведенных затрат по сравниваемым вариантам используются дополнительные факторы:

- производительность труда;
- расходы топлива;
- степень использования производственных фондов;
- санитарно-гигиенические условия;
- защита окружающей среды.

Сопоставление двух аналогичных вариантов должно оцениваться не только минимальными приведенными затратами на сооружение и эксплуатацию АПГ, но также взаимосвязями, имеющимися на производстве:

- наличие энергетической базы, обеспеченной газообразным или жидким топливом;
- возможность утилизации жидких отходов с последующим получением сырья или товарной продукции;
- обеспечение снижения газовых выбросов в атмосферу до предельно допустимой концентрации вредных веществ;
- создание системы оборотного водоснабжения, способствующей охране окружающей среды;
- возможность размещения установки на открытой площадке или в составе действующего производства.

Существенный показатель — капитальные вложения, состоящие из следующих затрат на:

- приобретение оборудования;
- выполнение строительно-монтажных работ;
- оснащение установки автоматическими системами управления и контроля технологических процессов;

Размер капитальных вложений устанавливается на основании укрупненных показателей стоимости зданий и сооружений, а также оборудования по прейскурантной цене. В большинстве случаев стоимость оборудования оценивается в рублях за одну тонну изделия.

Для определения массы АПГ можно воспользоваться аппроксимирующим уравнением:

$$P = 7,372 \cdot 10^{-3} V^{1,6726} + 2,762,$$

где P — масса аппарата, т; V — объем аппарата, м³.

Стоимость аппарата устанавливается конъюнктурной ценой на 1 т массы сосуда или изделия

$$П = PЦ,$$

где $Ц$ — цена на одну тонну АПГ, изготовленного из углеродистой или нержавеющей стали.

Эксплуатационные расходы на выпаривание растворов определяются статьями затрат, к которым относятся: заработная плата обслуживающего персонала с отчислениями на социальное страхование, расходы электроэнергии, топлива, воды и различные материалы. Кроме того, следует учитывать затраты на ремонт, амортизационные отчисления и другие текущие расходы. Основой для вычисления годовых эксплуатационных затрат являются проектные данные, составленные на опыте работы действующих установок погружного горения.

Если в процессе выпаривания сточных вод или жидких отходов обеспечивается выпуск продукции, то ее себестоимость оценивается в руб/м³ или руб/т. В этом случае приведенные затраты должны быть скорректированы в сторону удешевления.

Для примера приведем случай регенерации отработанных травильных растворов (4000 т/г) согласно технологической схеме, представленной на рис. 6.21, позволяющей извлекать следующие ценные вещества, т:

Купорос

медный из расчета 15 г/кг	60
цинковый из расчета 60 г/кг	240
Кислота серная из расчета 60 г/кг	240
Конденсат паров воды из расчета 850 кг/т	3400

Реализация полученной продукции и использование регенерируемой серной кислоты на травление металла позволили снизить затраты на 15—20%.

Особое место в экономических расчетах занимает термическое обезвреживание сточных вод в АПГ. Анализ капитальных затрат и себестоимости очистки сточных вод различными методами в ценах 1983 г. (табл. 8.1) показывает, что способы термического обезвреживания относятся к дорогостоящим мероприятиям, однако находят применение в исключительных случаях:

стоки невозможно очистить традиционным путем;

химический состав стоков позволяет сбрасывать их в природные водоемы.

Современная наука и техника дает возможность выбрать наиболее рациональные методы защиты окружающей среды и одновременно решать проблему правильного использования материальных и энергетических ресурсов путем создания безотходных или малоотходных производств. При такой по-

Таблица 8.1

Технико-экономические показатели очистки сточных вод различными методами (в ценах 1983 г.)

Метод очистки	Удельные капитальные затраты, в год руб/т	Себестоимость, руб/м ³	Приведенные затраты, руб/м ³
Биологическая:			
совместно с бытовыми стоками	0,42—0,78	0,05—0,12	0,1—0,21
при разбавлении условно чистыми стоками	0,42—2,0	0,09—1,2	0,14—1,44
при разбавлении речной водой	0,42—2,3	0,1—1,45	0,15—1,73
Адсорбционная с нейтрализацией стоков	1,50—2,75	0,65—1,46	0,83—1,79
Реагентная известковым молоком	0,08—0,2	0,35—0,65	0,36—0,67
Термическое обезвреживание:			
выпарные станции	4,0—7,2	1,97—2,18	2,45—3,04
АПГ	2,0—2,5	2,37—3,2	2,61—3,45
циклонные и барабанные печи	4,6—9,5	2,76—6,3	3,3—7,45

становке вопроса применение АПГ для выпаривания сточных вод с последующим извлечением ценных веществ является прогрессивным и может служить образцом новой техники.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Алабовский А. Н. Выпарные аппараты погружного горения. Киев: Впша школа, 1980. 300 с.
2. Удыма П. Г. Аппараты с погружными горелками. М.: Машиностроение, 1973. 270 с.
3. Тищенко И. А. Теория и расчет многокорпусного выпарного аппарата. ОНТИ, 1938. 134 с.
4. Таубман Е. И. Выпаривание. М.: Химия, 1982. 328 с.
5. Van Krevelen D. W., Hofizer P. J. Studies of gas-bubble formation//Chem. Eng. Progress. 1950. Vol. 46. № 1. P. 29—35.
6. Кутателадзе С. С., Стырикович М. А. Гидродинамика газожидкостных систем. М.: Энергия, 1976. 296 с.

7. Архипов Л. И., Удыма П. Г. Энергосберегающая технология защиты окружающей среды. М.: Моск. энерг. ин-т, 1988. 111 с.
8. Смирнов Н. И., Полота С. Е. Истечение пузырьков воздуха в жидкую среду. Ж.П.Х. 1949. Т. 22. № 11. С. 1208—1210.
9. Hobler T. Dyfuzyjny ruch masy i absorberzy//WNT. Warszawa, 1962. 503 s.
10. Calderbank P. H. The Interfacial Area in Gas-Liquid Contacting with Mechanical Agitation. Trans Inst//Chem. Eng. 1958. Vol. 36, № 6. P. 443—463.
11. Перепелкин К. Е., Матвеев В. С. Газовые эмульсии. Л.: Химия, 1979. 200 с.
12. Davies R. M., Taylor G. The Mechanics of Large Bubbles Rising thorough Extended Liquids and thorough Liquids in Tubes//Proc. Roy. Soc. 1950. № 200. P. 375.
13. Смирнов Н. И., Рубан В. Л. Промышленная химия, 1953. Вып. 1.
14. Маленков И. Г. О движении больших пузырей газа, всплывающих в жидкости//Тр. ПМТФ. 1968. Вып. 6. С. 18—22.
15. Tagamard Lamb H. Hydrodynamics G. Ed. Combridge, 1952.
16. Bousines M. J. Vitesse de la chute lente, devenue uniforme d'une goutte liquide spherique, dans un fluid vis gueux de poids specifique moindze//Comptes Rendus. 156. Paris, 1913. P. 1124.
17. Lochil A. C. Mass Transfen from Single Bubbles hhd Thesis//University of Edinburgh, Scotland, 1963. P. 42.
18. Moore D. W. The Boundary Layer an a spherical Gas Bubble//J. of Fluid Mech. 1963, 16, S. 161.
19. Gorring R. L., Katz D. L. Bubble Rise in Packed Bed Saturated with Liquids//AIChE J. S. 1962. P. 123.
20. Левич В. Г. Физико-химическая гидродинамика. М.: Физматгиз, 1959. 300 с.
21. Chao B. T. Fluid dynames of multiphase Systems//Phus. Fluids, 1962. 5, № 69. P. 69—73.
22. Haberman W. L., Morton R. An Experimental Study of Bubbles Moving in Liquids. Trans ASGE, v. 121. P. 227 (1956).
23. Jezdinsky V., Rudiš M. Dimenzionalni pohuby plunne bubliny v kapalinach o ruznych fisikalnich vlastnostech//Vodohospodarsky časopis, 1973, t. 21, № 2, S. 636.
24. Jezdinsky V., Rudiš M. Ruchlost stoupani a tvar plynovych bublin v kapalinach//Vodohospodarsky časopis, 1974. T. 22. № 2.
25. Tadaki T., Meada S. On the shape of Air Bubbles Moring in Liquids Chem. Eng., 1961. № 25. P. 582.
26. Пенный режим и пенные аппараты/Э. Я. Тарат, И. П. Мухленов, А. Ф. Туболкин, Е. С. Тумаркина. Л.: Химия, 1977. 304 с.
27. Позин М. Е., Мухленов И. П., Тарат Э. Я. Пенные газоочистители, теплообменники и абсорберы. Л.: Госхимиздат, 1959. 122 с.
28. Jokata N. Analisis of Evaporation Process Kodaki—Kodaky, 1959. V. 23. P. 438—445.
29. Азбель Д. С. Гидродинамика барботажных процессов//Химическая промышленность. 1962. № 11. С. 74—77.
30. Айзенбунд М. Б., Дильман В. В. О газосодержании барботажного слоя//Химическая промышленность. 1963. № 4. С. 295—297.
31. Микулин Е. И., Ревакин А. В., Тарасов В. С. О газосодержании барботажного слоя//Тр. МВТУ. С. 18—21.

32. Лабунцов Д. А., Зудин Ю. Б. Скорости гравитационного всплывания и форма крупных пузырьков//Тр. Моск. энерг. ин-та. 1975. Вып. 262. С. 72—79.
33. Лабунцов Д. А., Корнюхин И. П., Захаров Э. А. Паросодержание двухфазного адиабатного потока в вертикальных каналах//Теплоэнергетика. 1968. № 4. С. 62—67.
34. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. М.: Химия, 1975. 754 с.
35. Соколов В. Н., Доманский И. В. Газожидкостные реакторы. Л.: Машиностроение, 1976. 216 с.
36. Скрипко В. Я., Сорока Б. С. К вопросу о движении газового пузырька через слой жидкости//Тепломассообмен. Киев: Наукова думка, 1968. С. 6—9.
37. Алабовский А. Н., Королевич А. Я., Сало В. П. Площадь межфазной поверхности и теплообмен в аппаратах погружного горения//Промышленная теплотехника. 1989. № 3. С. 56—58.
38. Тепловой расчет котельных агрегатов. Нормативный метод. М.: Энергия, 1973. 296 с.
39. Бакластов А. М., Горбенко В. А., Удыма П. Г. Проектирование, монтаж и эксплуатация тепло- и массообменных установок. М.: Энергоиздат, 1981. 336 с.
40. Исламов М. Ш. Печи химической промышленности. Л.: Химия. 1969, 176 с.
41. Перцев Л. П., Ковалев Е. М., Фокин В. С. Трубчатые выпарные аппараты для кристаллизующихся растворов. М.: Машиностроение, 1982. 136 с.
42. Нефутерованные воздухоохлаждаемые камеры сгорания для аппаратов погружного горения/А. Н. Алабовский, Б. В. Анцев, Г. В. Стрельников, В. В. Невгод//Химическое и нефтяное машиностроение. 1988. № 10. С. 4—5.
43. Конструкционные материалы для аппаратов погружного горения/О. К. Барабаш, Н. И. Цыбульник, В. А. Качанов, Д. Г. Никитин, В. С. Вирич//Химическое и нефтяное машиностроение. 1988. № 10. С. 6—7.
44. Коррозионная стойкость оборудования химических производств. Коррозия под действием теплоносителей, хладагентов и рабочих тел: Справ. изд./А. М. Сухотин, А. Ф. Богачев, В. Г. Палемский и др. Л.: Химия, 1988. 360 с.
45. Удыма П. Г. Системы противоаварийной защиты теплоиспользующих установок. М.: МЭИ, 1981. 76 с.
46. Лукьянчиков А. С. Совершенствование и внедрение устройств погружного нагрева технологических жидкостей. Экспресс информация, 1987. № 6. С. 9.
47. Результаты испытания блоков получения дистиллята в комплексе оборудования для термического воздействия на пласт/Г. Р. Гаврилов, В. С. Чудинов, В. Г. Шацко и др.//Химическое и нефтяное машиностроение. 1980. С. 6—7.
48. Бернштейн М. А., Юсуфов В. Д. Использование сточных вод для термомонтификации добычи нефти. М.: Недра. 1983. 133 с.
49. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений/Е. Я. Мельников, В. П. Салтанова, А. М. Наумова, Ж. С. Блинова. М.: Химия, 1988. 432 с.
50. Контактная кристаллизация/М. Ф. Михалев, И. А. Шупляк, А. Н. Веригин и др. Л.: Ленинградский университет, 1983. 192 с.

51. Хамский Е. В. Кристаллизация в химической промышленности. М.: Химия, 1979. 314 с.

52. Температура фосфорной кислоты в контактных концентраторах/ В. П. Бугрин, Н. П. Попов, М. В. Лыков, А. В. Гальцов//Журнал прикладной химии. 1975. Т. 48. № 1. С. 333.

53. Скорняков В. В., Удыма П. Г. Очистка отработанных травильных растворов на заводах по обработке цветных металлов. М.: ЦНИИцветмет, 1981. 52 с.

54. Вирич В. С., Шмаков Н. Г. Подогрев травильных растворов в нагревателях с погружной горелкой//Химическое и нефтяное машиностроение, 1988. № 10. С. 11—12.

55. Burners put the brake on the big fuel burn up //Proc. Eng. 1976. № 11, P. 36—37.

56. Файнштейн С. Я. Производство синтетического хлористого водорода и соляной кислоты. М.: Химия, 1978. 116 с.

57. Гаевский Б. А., Ярцев Н. Н., Поберезкина С. А. Экономическая эффективность аппарата погружного горения//Бумажная промышленность. 1970. № 7. С. 6.

58. Чернобыльский М. Н., Алабовский А. Н., Жура С. К. и др. Выпаривание черных щелоков в аппаратах с погружными горелками//Бумажная промышленность. 1970. № 7. С. 8—11.

59. Ткач В. И., Филиппов С. Н., Сорокин В. С. Дистилляционные опреснительные установки для очистки сточных вод некоторых производств//Водоснабжение и санитарная техника. 1979. № 7. С. 17—21.

60. Таубман Е. И., Бильдер З. П. Термическое обезвреживание минерализованных промышленных сточных вод. Л.: Химия, 1975. 208 с.

61. Глазунов А. А., Эйдельман А. Е. Переработка вод цикла газосборника в аппаратах с горелкой погружения//Кокс и химия. 1972. № 3, С. 40—44.

62. Исламов М. Ш. Термическое обезвреживание сточных вод и шламов химической промышленности. Труды ЛенНИИгипрохим. 1974. Вып. № 9. С. 76.

63. Сахарнов А. В., Зеге И. П. Очистка сточных вод и газовых выбросов в лакокрасочной промышленности. М.: Химия, 1979. 184 с.

64. Термические методы обезвреживания отходов/Под ред. К. К. Богушевской и Г. П. Беспамятинова. Л.: Химия, 1975. 112 с.

65. Баадер В., Донс Е., Бренндерфер М. Биогаз. Теория и практика. М.: Колос, 1982. 285 с.

66. Костюк В. И. Бессточные нефтеперерабатывающие производства. Киев: Техника, 1979. 123 с.

67. Правила безопасности в газовом хозяйстве. М.: Недра. 152 с.

68. Андреев Е. И. Расчет тепло- и массообмена в контактных аппаратах. М.—Л.: Энергоатомиздат, 1985. 192 с.

ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие	3
Введение	5
Глава 1. Теплофизические свойства растворов. Методы их концентрирования	10
1.1. Растворы	10
1.2. Теплофизические свойства растворов	13
1.3. Растворимость газов в жидкостях	15
1.4. Физические основы и способы концентрирования растворов	16
1.5. Кристаллизация	21
1.6. Графоаналитический метод определения областей использования аппаратов для термической обработки растворов	24
Глава 2. Теоретические основы процессов барботажа газа в жидкости	27
2.1. Диспергирование газового потока в жидкости	27
2.2. Влияние статического напора на барботажные процессы	33
2.3. Скорость всплытия газовых пузырьков в жидкости	33
2.4. Сопротивление среды и режимы барботажа газа в жидкости	37
2.5. Частота образования пузырьков и дальнобойность струи газа в жидкости	41
2.6. Высота барботажного слоя и скорость разрушения пены	43
2.7. Газосодержание барботажного слоя	47
2.8. Межфазная поверхность пузырьков в барботажном слое жидкости	50
Глава 3. Гидродинамика барботажных устройств и процессы тепло- и массообмена в аппаратах погружного горения	52
3.1. Барботажные устройства	52
3.2. Трубчатый барботер	55
3.3. Барботажные решетки	57
3.4. Аппараты погружного горения с циркуляционной трубой	58
3.5. Аппараты погружного горения с принудительной циркуляцией жидкости	64
3.6. Гидравлическое сопротивление барботажных устройств	65
3.7. Особенности тепло- и массообмена при испарении жидкости в аппаратах погружного горения	70
3.8. Равновесная глубина погружения горелки	74
3.9. Сравнительная оценка эффективности барботажных устройств	77
3.10. Площадь межфазной поверхности и коэффициент теплоотдачи	79
Глава 4. Математическое описание процесса выпаривания воды и водных растворов в барботажных аппаратах	84
4.1. Математическая модель процесса выпаривания жидкости	84
4.2. Расчет процесса выпаривания жидкостей в барботажных аппаратах	88

4.3. Исследование на ЭВМ процесса выпаривания воды и водных растворов в аппаратах погружного горения	95
4.4. Повышение эффективности нагрева воды	100
4.5. Испытательная теплоутилизационная установка	105
Глава 5. Основы конструирования и типовые конструкции аппаратов погружного горения	112
5.1. Тепловой расчет аппаратов погружного горения	112
5.2. Расчет погружных горелок	113
5.3. Брызгоунос и каплеулавливание	117
5.4. Конструкции аппаратов погружного горения	121
5.5. Погружные горелки	132
5.6. Основные конструкционные материалы	142
Глава 6. Промышленное использование аппаратов с погружными горелками	144
6.1. Технологическая схема установки	244
6.2. Нагрев воды и растворов	146
6.3. Нагрев воды и растворов, подаваемых в нефтеносные пласты	149
6.4. Установка для переработки галургического сырья	152
6.5. Установка для выпаривания и обезвреживания стоков сульфата натрия	156
6.6. Установка нагрева рапы	158
6.7. Выпаривание растворов хлористого магния	161
6.8. Выпаривание растворов хлористого кальция	162
6.9. Получение крупнокристаллического сульфата аммония	164
6.10. Концентрирование растворов минеральных кислот	168
6.11. Регенерация растворов серной кислоты в производстве диоксида титана	172
6.12. Регенерация отработанных травильных растворов	178
6.13. Нагрев сернокислотных растворов в ваннах травления черных металлов	185
6.14. Выпаривание растворов каустической соды	188
6.15. Выпаривание черных щелоков производства сульфатной целлюлозы	191
6.16. Производство хлористого водорода	193
6.17. Производство инертного газа	195
6.18. Производство дикарбоновых кислот	197
Глава 7. Обезвреживание промышленных стоков	200
7.1. Термические способы обезвреживания сточных вод	200
7.2. Выпаривание стоков тепловых электростанций	202
7.3. Многокорпусные выпарные установки для выпаривания кристаллизующихся растворов	207
7.4. Многоступенчатая адиабатная испарительная установка	213
7.5. Утилизация отходов коксохимического производства	215
7.6. Обезвреживание сточных вод в производстве химических реактивов	216
7.7. Очистка сточных вод в производстве лаков и красок	218
7.8. Комплексная установка обезвреживания соледержащих сточных вод в производствах красителей и полупродуктов	220
7.9. Обезвреживание сточных вод в аппаратах погружного горения и барабанных печах	223

7.10. Схема очистки сточных вод текстильного производства	227
7.11. Очистка хромсодержащих сточных вод в кожевенном производстве	228
7.12. Биогазификация	230
7.13. Выпаривание стоков нефтеперерабатывающего завода	232
Глава 8. Руководство по эксплуатации аппаратов погружного горения	234
8.1. Общие сведения о правилах безопасной работы	234
8.2. Регулирование процесса выпаривания растворов в аппаратах погружного горения	234
8.3. Обслуживание и ремонт установок погружного горения	242
8.4. Выбросы вредных веществ в атмосферу и природные водоемы	245
8.5. Техничко-экономические показатели установок погружного горения	247
Список литературы	250

Учебное пособие

АЛАБОВСКИЙ АЛЕКСАНДР НИКОЛАЕВИЧ
УДЫМА ПЕТР ГРИГОРЬЕВИЧ

АППАРАТЫ ПОГРУЖНОГО ГОРЕНИЯ

Редактор *Т. И. Мушинская*
Редактор издательства *Е. А. Улановская*
Художественный редактор *А. Ю. Землеруб*
Технический редактор *З. Н. Ратникова*
Корректор *В. В. Сомова*

ИБ № 77

ЛР № 020528 от 23.04.92

Сдано в набор 20.01.94 Подписано в печать 4.07.94 Формат 60×84/16
Бумага типогр. №2 Гарнитура литерат. Печать высокая
Усл. печ. л. 14,88 Усл. кр.-отт. 15,13 Уч.-пзд. л. 16,43
Тираж 1000 экз. Заказ № 47 С-010

Издательство МЭИ, 105835, Москва, ГСП, Е-250,
Красноказарменная ул., д. 14

Типография издательства МЭИ, 111250, Москва, Е-250,
Красноказарменная ул., д. 13