

Курс «Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности» является профилирующим в учебных планах специальностей «Химическая технология переработки нефти и газа», «Технология органического и нефтехимического синтеза» и «Машины и аппараты нефтеперерабатывающих и нефтехимических заводов» нефтяных вузов и факультетов. Одна из главных задач этого курса заключается в изучении методов расчета процессов и аппаратов, составляющих основу проектирования новых и совершенствования действующих технологических установок и комплексов нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий.

Настоящая книга представляет собой учебное пособие по технологическому расчету основных нефтезаводских процессов и аппаратов для студентов дневного, вечернего и заочного обучения указанных выше специальностей. Она может быть также полезна инженерно-техническим работникам нефтезаводов и проектных организаций.

Авторы не стремились дать расчеты всех многочисленных процессов и аппаратов, используемых в нефтепереработке. Подобный подход не позволил бы достаточно полно и ясно изложить наиболее важные элементы расчетов, что очень существенно при организации самостоятельной работы студентов над курсовыми и дипломными проектами. Второе издание дополнено расчетами экстракционной колонны и реактора платформинга. Авторы сочли нужным сделать это в связи с пожеланиями читателей и учетом собственного опыта. Кроме указанного дополнения настоящее издание отличается от первого тем, что многие расчеты переработаны с учетом новых теоретических данных. Увеличена производительность некоторых аппаратов.

Каждая из трех глав книги имеет небольшие введения, в которых приводятся краткие сведения о сущности технологических расчетов процессов и аппаратов данной группы и тех закономерностях, которые лежат в их основе. Во введениях к расчетам отдельных аппаратов дается последовательность расчета с перечислением основных исходных данных и формулировкой задачи расчета.

Все расчеты в книге выполнены в международной системе единиц физических величин (СИ), в соответствии с проектом ГОСТа, подготовленным Госстандартом СССР (редакция 1970 и 1972 гг.).

Многие формулы пересчитаны авторами в новую систему единиц, при этом степень их точности сохранена прежней. Для удобства читателей в некоторых таблицах применены двойные колонки, а в некоторых графиках — двойные шкалы, отвечающие старым и новым единицам измерения. Как правило, все физические величины, взятые из справочников в старой системе единиц, используются авторами в новой системе без особой оговорки о сделанном пересчете.

Расчеты для определения теплофизических и других величин выполнены различными методами, с тем чтобы включить в поле зрения студентов большее количество специальной литературы. В ссылках на литературу кроме номера источника указывается страница, чтобы при прослеживании хода расчета студент не затрачивал много времени на поиск необходимого теоретического и справочного материала. При этом авторы совершенно уверены в том, что преподаватели, руководящие самостоятельной работой студентов, будут рекомендовать им дополнительную, более новую литературу.

В связи с указанными дополнениями и изменениями, внесенными во второе издание, значительно расширился список использованной литературы, однако при работе с книгой он должен постоянно увеличиваться, обогащая каждый расчет студента новыми материалами, а часто и новыми идеями.

Глава 1 написана А. А. Кузнецовым и Е. Н. Судаковым, глава 2 — С. М. Кагермановым и А. А. Кузнецовым, глава 3 — Е. Н. Судаковым и А. А. Кузнецовым.

Авторы считают своим долгом выразить глубокую благодарность рецензенту книги доценту Азербайджанского института нефти и химии Р. Т. Эмирджанову за ценные указания и советы, учтенные при окончательном редактировании второго издания пособия.

Авторы будут весьма признательны всем читателям за отзывы и критические замечания о книге.

М А С С О О Б М Е Н Н Ы Е П Р О Ц Е С С Ы

В главе приводятся технологические расчеты четырех аппаратов: ректификационной колонны для разделения многокомпонентной смеси, отгонной колонны для выделения растворителя из практически нелетучего жидкого остатка, фракционирующего абсорбера и экстракционной колонны для извлечения ароматических углеводородов. Ввиду недостаточного количества теоретических и экспериментальных данных по кинетике процессов разделения многокомпонентных систем приведенные ниже расчеты массообменных аппаратов ведутся на основе термодинамической теории разделения, которая исходит из понятия идеальной ступени контакта (теоретическая тарелка).

Термодинамический расчет процессов массообмена (ректификации, абсорбции, десорбции и др.) основан на применении уравнений материального и теплового балансов и равновесия пар — жидкость или жидкость — жидкость.

Материальный баланс может быть составлен для всего объема аппарата и для любой его части как по общему количеству потоков, так и по каждому компоненту. Поэтому число независимых уравнений материального баланса равно числу компонентов разделяемой смеси.

Тепловой баланс может быть составлен как для всего объема аппарата, так и для любой его части по общему количеству потоков, поэтому уравнение теплового баланса может быть только одно.

Конечной целью расчета любого массообменного аппарата является определение количеств и составов проходящих через него материальных потоков, затрат тепла, а также основных размеров аппарата (диаметра и высоты) и размеров внутренних устройств (трелок, колпачков и других элементов).

В качестве основных исходных данных проектировщик должен иметь производительность аппарата по исходному сырью, состав сырья и требования к качеству продуктов его разделения. Для многих расчетов необходимо располагать данными, характеризующими равновесное состояние системы, при определенных температурах и давлениях.

РЕКТИФИКАЦИОННАЯ КОЛОННА ДЛЯ РАЗДЕЛЕНИЯ МНОГОКОМПОНЕНТНОЙ СМЕСИ

Рассчитать пропановую колонну газофракционирующей установки при следующих исходных данных: состав сырья (мол %) C_2H_6 — 0,8, C_3H_8 — 0,3, C_4H_{10} — 37,51, $n\text{-C}_5\text{H}_{12}$ — 42,69, $n\text{-C}_6\text{H}_{14}$ — 18,72, содержание $n\text{-C}_7\text{H}_{16}$ в дистилляте должно быть не более 1,3 мол %, содержание C_3H_8 в остатке — не более 4 мол.%; сырье подается в колонну при температуре $T_f = 353$ К; производительность колонны по сырью $G_{\text{час}} = 20\,000$ кг/ч; начальная температура воды, подаваемой в конденсатор-холодильник колонны, 296 К.

Из всех известных методов расчета ректификации многокомпонентных смесей выбран метод «от тарелки к тарелке» как наиболее точный и надежный, хотя и более трудоемкий, если вычисления ведутся без использования ЭВМ. В расчете делаются общеизвестные допущения, не приводящие к существенному нарушению точности. Расчет ведется методом постепенного приближения [1, с. 305—308].

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА КОЛОННЫ

1. По заданным производительности колонны и составу сырья определяют массовые и мольные количества всех его компонентов.

2. Из уравнений материальных балансов всего объема колонны, записанных по общему количеству потоков и по каждому компоненту, определяют количества и составы дистиллята и остатка.

3. По известным составам дистиллята и остатка и начальной температуре охлаждающей воды определяют давление в колонне и температуру ее верха и низа. Находят коэффициенты относительной летучести.

4. По заданному составу сырья, его температуре и давлению в питательной секции определяют мольную долю отгона и составы жидкой и паровой фаз сырья при подаче его в колонну.

5. Проводится расчет режима полного орошения, которым подтверждается правильность сделанных в п. 2 допущений о том, что метан и этан будут иметь нулевые концентрации в остатке, а n -пентан — в дистилляте.

6. Определяют минимальные флегмовое и паровое числа соответственно для укрепляющей и отгонной частей колонны.

7. Проводится расчет элементов ректификации укрепляющей части колонны при рабочем флегмовом числе.

8. Проводится расчет элементов ректификации отгонной части колонны при рабочем паровом числе.

9. Рассчитывают питательную секцию колонны и окончательно устанавливают число теоретических тарелок в укрепляющей и отгонной частях колонны.

10 Определяют количество холодного орошения, подаваемого на верх колонны

11 Определяют тепловую нагрузку кипятильника колонны и количество парового орошения в низу отгонной части

12 Определяют основные размеры колонны — диаметр и высоту

РАСЧЕТ

1. Состав сырья

Средняя молекулярная масса сырья (из табл 1 1):

$$M_{\text{ср}} = \sum_1^3 M_i c'_i = 55,018 \approx 55$$

Таблица 1.1

Но мера компо нентов	Компоненты сырья	Моле куляр ная масса M_i	Состав сырья в мольных долях c'_i	$M_i c'_i$	Состав сырья в массовых долях $c_i = \frac{M_i c'_i}{\sum M_i c'_i}$	Количество в сырье	
						кг/ч	кмоль/ч
1	CH ₄	16	0,0035	0,0560	0,0010	20,0	1,250
2	C ₂ H ₆	30	0,0073	0,2190	0,0040	80 0	2,666
3	C ₃ H ₈	44	0,3751	16,5044	0,3000	6000,0	136,364
4	n-C ₄ H ₁₀	58	0,4269	24,7602	0,4500	9000,0	155 172
5	n-C ₅ H ₁₂	72	0,1872	13,4784	0,2450	4900,0	68 056
Сумма	—	—	1,0000	$M_{\text{ср}} \approx 55$	1,0000	20000,0	363,508

2. Количество и состав дистиллята и остатка

В дальнейшем для удобства расчет проводится на 100 кмоль сырья. Составы выражены в мольных долях. Ввиду незначительного допускаемого содержания бутана в дистилляте (1,3 моль.%) и пропана в остатке (мол 4%) можно без заметного ущерба для точности расчета пренебречь содержанием CH₄ и C₂H₆ в остатке и содержанием n-C₅H₁₂ в дистилляте. Позднее возможность такого допущения будет подтверждена расчетом.

Итак, принимаем, что $x'_{R1} = 0$, $x'_{R2} = 0$, $y'_{D5} = 0$ (здесь и дальше x' и y' — мольные доли компонентов соответственно в жидкости и парах, индекс R относится к остатку, индекс D — к дистилляту, индекс 1, 2, . . . , 5 — соответственно к метану, этану, . . . , пентану, индекс G — к сырию).

Запишем уравнения материального баланса для всей колонны по общему количеству молей потоков и по каждому компоненту:

$$G = D + R \quad (1)$$

$$Gc'_1 = Dy'_{D1} + Rx'_{R1} \quad (2)$$

$$Gc'_2 = Dy'_{D2} + Rx'_{R2} \quad (3)$$

$$Gc'_3 = Dy'_{D3} + Rx'_{R3} \quad (4)$$

$$Gc'_4 = Dy'_{D4} + Rx'_{R4} \quad (5)$$

$$Gc'_5 = Dy'_{D5} + Rx'_{R5} \quad (6)$$

Подставляя в эти уравнения известные нам величины и исключая R из (2) — (6) с помощью (1), получим:

$$100 \cdot 0,0035 = Dy'_{D1} + (100 - D) \cdot 0 \quad (2')$$

$$100 \cdot 0,0073 = Dy'_{D2} + (100 - D) \cdot 0 \quad (3')$$

$$100 \cdot 0,3751 = Dy'_{D3} + (100 - D) \cdot 0,04 \quad (4')$$

$$100 \cdot 0,4269 = D \cdot 0,013 + (100 - D) x'_{R4} \quad (5')$$

$$100 \cdot 0,1872 = D \cdot 0 + (100 - D) x'_{R5} \quad (6')$$

Суммируя (5') и (6'), получаем:

$$61,41 = D \cdot 0,013 + (100 - D) (x'_{R4} + x'_{R5})$$

Однако по условию разделения известно, что

$$x'_{R3} + x'_{R4} + x'_{R5} = 1$$

где $x'_{R3} = 0,04$. Поэтому

$$x'_{R4} + x'_{R5} = 1 - 0,04 = 0,96$$

Следовательно

$$61,41 = 0,013D + 96 - 0,96D$$

откуда

$$D = \frac{34,59}{0,947} = 36,6 \text{ кмоль на } 100 \text{ кмоль сырья}$$

$$R = 100 - 36,6 = 63,4 \text{ кмоль на } 100 \text{ кмоль сырья}$$

Из (2'):

$$y'_{D1} = \frac{0,35}{36,6} = 0,0096$$

Из (3'):

$$y'_{D2} = \frac{0,73}{36,6} = 0,0200$$

Из (4'):

$$y'_{D3} = \frac{37,51 - 63,4 \cdot 0,04}{36,6} = 0,9560$$

Из (5'):

$$x'_{R4} = \frac{42,69 - 36,6 \cdot 0,013}{63,4} = 0,6650$$

Из (6'):

$$x'_{R5} = \frac{18,72}{63,4} = 0,2950$$

Данные о составах и количествах дистиллята и остатка сведены в табл. 1.2.

Таблица 1.2

Компоненты	Сырье, кмоль	Дистиллят D		Остаток R	
		Dx'_{Di} , кмоль	$y'_{Di} = x'_{Di}$	Rx'_{Ri} , кмоль	x'_{Ri}
CH_4	0,35	0,35	0,0096	—	—
C_2H_6	0,73	0,73	0,0200	—	—
C_3H_8	37,51	35,00	0,9560	2,51	0,0400
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	42,69	0,48	0,0130	42,21	0,6650
$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	18,72	—	—	18,72	0,2950
Сумма	100,00	36,6	$0,9986 \approx 1,0$	$\approx 63,4$	1,0000

Примечание $\frac{D}{G} = 0,366$.

3. Давление * в колонне и температуры ее верха и низа

Чтобы обеспечить достаточно эффективный теплообмен в конденсаторе-холодильнике, принимаем температуру T_0 полной конденсации паров дистиллята на 12 К выше начальной температуры воды, подаваемой в конденсатор-холодильник колонны, т. е.

$$T_0 = 296 + 12 = 308\text{K}$$

Давление p_0 в емкости для орошения колонны определяем методом степенного приближения по уравнению равновесия фаз:

$$\sum_1^4 k_i x'_{Di} = 1$$

При этом подбираем такое значение давления, при котором константы фазового равновесия k_i для температуры 308 К после подстановки их в это уравнение превращают его в тождество.

* В книге всюду, за исключением особо оговоренных случаев, имеется в виду абсолютное давление. Так как диаграммы и графики, с помощью которых определяются давления насыщенных паров и константы фазового равновесия, содержат давление, выраженное в старых единицах (ат или мм рт. ст.), то в отдельных расчетах после новых единиц будут указаны старые единицы в скобках.

Таким давлением будет $\pi_0 = 1,41 \cdot 10^6$ Па (14,1 ат). Константы фазового равновесия здесь и дальше определяются по номограмме [2, с. 159] ¹

Расчет сведен в табл. 1.3.

Таблица 1.3

Компоненты дистиллята	k_i при $T_0 = 308$ К и $\pi_0 = 1,41 \cdot 10^6$ Па (14,4 ат)	$x'_{Di} = y'_{Di}$ (из табл. 1.2)	$k_i x'_{Di}$
CH_4	11,60	0,0096	0,110
C_2H_6	2,60	0,0200	0,050
C_3H_8	0,87	0,9560	0,840
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0,28	0,0130	0,004
Сумма	—	0,9986 $\approx$ 1,0	1,004 $\approx$ 1,0

С учетом гидравлических потерь в трубопроводе от колонны до емкости орошения давление на верху колонны принимаем на $0,02 \cdot 10^6$ Па больше давления π_0 , т. е.

$$\pi_D = \pi_0 + 0,02 \cdot 10^6 = 1,41 \cdot 10^6 + 0,02 \cdot 10^6 = 1,43 \cdot 10^6 \text{ Па (14,6 ат)}$$

Температуру T_D верха колонны определяем методом постепенного приближения по уравнению равновесия фаз:

$$\sum_1^4 \frac{y'_{Di}}{k_i} = 1$$

путем подбора такого ее значения, при котором константы фазового равновесия k_i для давления $\pi_D \approx 1,43 \cdot 10^6$ Па, будучи подставлены в это уравнение, превращают его в тождество. Такая температура равна $T_D = 314$ К.

Расчет сведен в табл. 1.4.

Таблица 1.4

Компоненты дистиллята	k_i при $T_D = 314$ К и $\pi_D = 1,43 \cdot 10^6$ Па (14,6 ат)	$x'_{Di} = y'_{Di}$ (табл. 1.2)	$\frac{y'_{Di}}{k_i}$
CH_4	12,5	0,0096	0,00077
C_2H_6	2,9	0,0200	0,00690
C_3H_8	1,01	0,9560	0,95500
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0,34	0,0130	0,03830
Сумма	—	0,9986 $\approx$ 1,0	1,001 $\approx$ 1,0

* Для углеводородов с молекулярной массой $M > 100$ при определении констант фазового равновесия можно использовать данные: Winn G. W., Petroleum Refiner, v. 33, № 6, 1954, p. 131—135; Hadden S. T., Grayson H. G., Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner, v. 40, № 9, 1961, p. 207—218.

Учитывая гидравлическое сопротивление тарелок, принимаем давление в низу колонны на $0,04 \cdot 10^6$ Па больше давления π_D , т. е.

$$\pi_R = \pi_D + 0,04 \cdot 10^6 = 1,43 \cdot 10^6 + 0,04 \cdot 10^6 = 1,47 \cdot 10^6 \text{ Па (15 ат)}$$

Температуру T_R низа колонны определяем методом постепенного приближения по уравнению равновесия фаз

$$\sum_3^5 k_i x'_{Ri} = 1$$

путем подбора такого ее значения, при котором константы фазового равновесия k_i для давления $\pi_R = 1,47 \cdot 10^6$ Па (15 ат), будучи подставлены в это уравнение, превращают его в тождество. Такая температура равна $T_R = 383$ К.

Расчет сведен в табл. 1.5.

Таблица 1.5

Компоненты остатка	при $T_R = 383$ К и $\pi_R = 1,47 \cdot 10^6$ Па (15 ат)	x'_{Ri} (табл. 1.2)	$k_i x'_{Ri}$
C_3H_8	2,62	0,0400	1,1048
$n-C_4H_{10}$	1,12	0,6650	0,7448
$n-C_5H_{12}$	0,50	0,2950	0,1475
Сумма	—	1,0000	0,9971 $\approx$ 1,0

При известных для разных уровней колонны давлениях и температурах рассчитаем коэффициенты относительной летучести компонентов, значения которых используются во всех дальнейших расчетах.

За эталонный компонент, т. е. компонент с относительной летучестью, равной единице, примем бутан (четвертый компонент исходной системы).

Давление в питательной секции колонны примем равным среднearифметическому между π_D и π_R :

$$\pi_f = \frac{\pi_D + \pi_R}{2} = \frac{1,43 \cdot 10^6 + 1,47 \cdot 10^6}{2} = 1,45 \cdot 10^6 \text{ Па (14,8 ат)}$$

Коэффициент относительной летучести для любого компонента вычисляем по формуле:

$$\alpha_i = \frac{k_i}{k_4}$$

Для укрепляющей части колонны находим среднее значение коэффициента относительной летучести по формуле:

$$\alpha_{i \text{ ср}} = 0,5 (\alpha_{iD} + \alpha_{if})$$

где α_{iD} — коэффициент относительной летучести данного компонента при температуре $T_D = 314$ К и давлении $\pi_D = 1,43 \cdot 10^6$ Па; α_{if} — то же при температуре ввода сырья в колонну $T_f = 353$ К и давлении $\pi_f = 1,15 \cdot 10^6$ Па.

Для отгонной части колонны среднее значение коэффициента относительной летучести вычисляем по формуле:

$$\alpha_{i\text{cp}} = 0,5(\alpha_{if} + \alpha_{iR})$$

где α_{iR} — коэффициент относительной летучести данного компонента при температуре $T_R = 383$ К и давлении $\pi_R = 1,47 \cdot 10^6$ Па.

Полученные расчетом значения коэффициентов относительной летучести для всех компонентов исходной системы сведены в табл. 1.6.

Таблица 1.6

Компо ненты	Укрепляющая часть					Отгонная часть		
	k_i при $T_f=353$ К, $\pi_f=1,45 \cdot 10^6$ Па (14,8 ат)	α_{if} при $T_f=353$ К, $\pi_f=1,45 \cdot 10^6$ Па (14,8 ат)	k_i при $T_D=314$ К, $\pi_D=1,43 \cdot 10^6$ Па (14,6 ат)	α_{iD} при $T_D=314$ К, $\pi_D=1,43 \cdot 10^6$ Па (14,6 ат)	$\alpha_{i\text{cp}}$	k_i при $T_R=383$ К, $\pi_R=1,47 \cdot 10^6$ Па (15 ат)	α_{iR} при $T_R=383$ К, $\pi_R=1,47 \cdot 10^6$ Па (15 ат)	$\alpha_{i\text{cp}}$
CH ₄ . . .	14,6	20	12,50	37	28,5	16	14,2	17,1
C ₂ H ₆ . . .	4,3	5,82	2,90	8,5	7,2	5,4	4,8	5,3
C ₃ H ₈ . . .	1,75	2,37	1,01	3,0	2,7	2,62	2,32	2,3
n-C ₄ H ₁₀ . .	0,74	1,00	0,34	1,0	1,0	1,12	1,00	1,0
n-C ₅ H ₁₂ . .	0,28	0,379	0,13	0,385	0,38	0,50	0,445	0,41

4. Доля отгона и составы жидкой и паровой фаз сырья при подаче его в колонну

Мольную долю отгона e' исходного сырья и составы фаз при температуре $T_f = 353$ К и давлении $\pi_f = 1,15 \cdot 10^6$ Па рассчитываем аналитическим методом Трегубова по формулам:

$$\sum_1^5 x'_i = \sum_1^5 \frac{c'_i}{1 + e'(k_i - 1)} = 1$$

и

$$\sum_1^5 y'_i = \sum_1^5 k_i x'_i = 1$$

путем подбора такого значения e' , при котором удовлетворяются эти равенства. Таким значением мольной доли отгона будет $e' = 0,17$. Результаты расчетов сведены в табл. 1.7.

Таблица 1.7

Компоненты сырья	Состав сырья c'_i	при $T_f = 353$ К, $\pi_f = 1,45 \cdot 10^6$ Па (14,8 ат) (табл. 1.6)	$1 + e' (k_i - 1)$ ($e' = 0,17$)	$x'_i = \frac{c'_i}{1 + e' (k_i - 1)}$	$y'_i = k_i x'_i$
CH_4	0,0035	14,6	3,3200	0,0011	0,0160
C_2H_6	0,0073	4,3	1,5610	0,0047	0,0201
C_3H_8	0,3751	1,75	1,1275	0,3327	0,5822
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$. . .	0,4269	0,74	0,9558	0,4466	0,3305
$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$. . .	0,1872	0,28	0,8776	0,2133	0,0597
Сумма	1,0000	—	—	$0,9984 \approx 1$	$1,0085 \approx 1$

5. Расчет режима полного орошения

Известно, что одним из предельных, теоретически возможных, случаев работы колонны является режим полного (бесконечно большого) орошения колонны, при котором последняя будет иметь минимальное число теоретических тарелок.

Как показывают расчеты, для разделения исходной системы на продукты примерно одного и того же состава в условиях оптимального режима рабочего орошения требуется приблизительно вдвое больше теоретических тарелок, чем при полном орошении [1, с. 317].

Расчет режима полного орошения состоит в определении количества и составов верхнего и нижнего продуктов колонны на основе заданных условий разделения.

В нашем случае условия разделения заданы содержанием $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ в дистилляте ($y'_{D4} \leq 0,013$) и содержанием C_3H_8 в остатке ($x'_{R3} = 0,04$). Число степеней прокитирования f режима полного орошения [1, с. 317] находится по формуле:

$$f = Z + 2$$

где Z — число нулевых концентраций компонентов в продуктах разделения.

В данном случае $Z = 0$ (нулевых концентраций не задано), поэтому $f = 2$. Это означает, что для расчета режима полного орошения должны быть заданы какие-либо две концентрации. Таковыми являются $y'_{D4} = 0,013$ и $x'_{R3} = 0,04$. Следовательно, задача полностью определена, и, используя расчетные соотношения, данные Багатуровым [1, с. 319—321], можно найти составы верхнего и нижнего продуктов колонны по всем компонентам исходной системы. В приводимых ниже расчетах коэффициенты относительной летучести компонентов берутся при $T_f = 353$ К и $\pi_f = 1,45 \cdot 10^6$ Па как средние для всей колонны. По составу сырья (табл. 1.1) и условиям его разделения нетрудно установить, что в дистилляте колонны основным по содержанию компонентом будет C_3H_8 .

Так как мольная доля пропана в дистилляте $y'_{D1} = 0,9560$, то из уравнения материального баланса всей колонны по пропану будем иметь:

$$\frac{D}{G} = \frac{c'_1 - x'_{R3}}{y'_{D1} - x'_{R3}} = \frac{0,3751 - 0,040}{0,9560 - 0,040} = 0,366$$

$$\frac{R}{G} = 1 - \frac{D}{G} = 1 - 0,366 = 0,634$$

$$\frac{G}{R} = \frac{1}{0,634} = 1,5773$$

Из уравнения материального баланса всей колонны по бутану

$$\frac{G}{R} = \frac{y'_{D4} - c'_4}{y'_{D4} - x'_{R4}}$$

найдем:

$$x'_{R4} = y'_{D1} - \frac{G}{R}(y'_{D1} - c'_4) = 0,0130 - 1,5773(0,0130 - 0,4269) = 0,6658$$

По мольным долям C_3H_8 и $n-C_4H_{10}$ в дистилляте и остатке, с помощью уравнения Фенске—Андервуда [1, с. 316] определяем минимальное число теоретических тарелок в колонне:

$$N = \frac{\lg \frac{y'_{D3} x'_{R4}}{x'_{R3} y'_{D4}}}{\lg \frac{\alpha_3}{\alpha_4}} = \frac{\lg \frac{0,9560 \cdot 0,6658}{0,040 \cdot 0,013}}{\lg \frac{2,37}{1}} = 8,3 \text{ тарелки}$$

Состав x'_{R5} определится по уравнению (VII-33) Багатурова [1, с. 320], которое для нашего случая запишется так:

$$\frac{c'_3}{x'_{R3}}(\alpha_5^N - \alpha_4^N) + \frac{c'_4}{x'_{R4}}(\alpha_3^N - \alpha_5^N) + \frac{c'_5}{x'_{R5}}(\alpha_4^N - \alpha_3^N) = 0$$

или

$$\frac{0,3751}{0,040}(0,379^{8,3} - 1^{8,3}) + \frac{0,4269}{0,6658}(2,37^{8,3} - 0,379^{8,3}) +$$

$$+ \frac{0,1872}{x'_{R5}}(1^{8,3} - 2,37^{8,3}) = 0$$

откуда $x'_{R5} = 0,2950$.

Состав x'_{R2} определится из того же уравнения, записанного по компонентам C_2H_6 , $n-C_4H_{10}$ и $n-C_5H_{12}$:

$$\frac{c'_2}{x'_{R2}}(\alpha_5^N - \alpha_4^N) + \frac{c'_4}{x'_{R4}}(\alpha_2^N - \alpha_5^N) + \frac{c'_5}{x'_{R5}}(\alpha_4^N - \alpha_2^N) = 0$$

или

$$\frac{0,073}{x'_{R2}}(0,379^{8,3} - 1^{8,3}) + \frac{0,4269}{0,6658}(5,82^{8,3} - 0,379^{8,3}) + \\ + \frac{0,1872}{0,2950}(1^{8,3} - 5,82^{8,3}) = 0$$

откуда $x'_{R2} = 365 \cdot 10^{-9}$.

Получилась настолько малая величина, что без всякого ущерба для точности расчета можно принять $x'_{R2} = 0$.

Состав x'_{R1} определится из того же уравнения, записанного по компонентам CH_4 , $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ и $n\text{-C}_5\text{H}_{12}$ (может быть и другое сочетание компонентов, например: CH_4 , C_3H_8 и $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ или CH_4 , C_3H_8 и $n\text{-C}_5\text{H}_{12}$):

$$\frac{c'_1}{x'_{R1}}(\alpha_3^V - \alpha_1^V) + \frac{c'_1}{x'_{R4}}(\alpha_1^N - \alpha_3^V) + \frac{c'_5}{x'_{R5}}(\alpha_4^N - \alpha_1^V) = 0$$

или

$$\frac{0,0035}{x'_{R1}}(0,379^{8,3} - 1^{8,3}) + \frac{0,4269}{0,6658}(20^{8,3} - 0,379^{8,3}) + \frac{0,1872}{0,2950}(1^{8,3} - 20^{8,3}) = 0$$

откуда $x'_{R1} \approx 0,35 \cdot 20^{-8,3}$. Очевидно можно принять, что $x'_{R1} = 0$.

Проверка:

$$\sum_1^5 x'_{Ri} = 0 + 0 + 0,040 + 0,6658 + 0,2950 = 1,001 \approx 1$$

Содержание y'_{Di} каждого из компонентов исходной системы в дистилляте определяем по уравнению (VII-31) Багатурова [1, с.319], которое записывается по любым трем компонентам исходной системы.

Для определения y'_{D2} запишем это уравнение по C_2H_6 , C_3H_8 и $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$:

$$\frac{c'_2}{y'_{D2}}(\alpha_4^{-N} - \alpha_3^{-N}) + \frac{c'_3}{y'_{D3}}(\alpha_2^{-N} - \alpha_4^{-N}) + \frac{c'_4}{y'_{D4}}(\alpha_3^{-V} - \alpha_2^{-N}) = 0$$

или

$$\frac{0,0073}{y'_{D2}}(1^{-8,3} - 2,37^{-8,3}) + \frac{0,3751}{0,9560}(5,82^{-8,3} - 1^{-8,3}) + \\ + \frac{0,4269}{0,0130}(2,37^{-8,3} - 5,82^{-8,3}) = 0$$

откуда $y'_{D2} = 0,0200$.

Значение y'_{D1} найдем из того же уравнения, записав его по CH_4 , C_3H_8 и $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$:

$$\frac{c'_1}{y'_{D1}}(\alpha_4^{-N} - \alpha_3^{-N}) + \frac{c'_3}{y'_{D3}}(\alpha_1^{-N} - \alpha_4^{-V}) + \frac{c'_4}{y'_{D4}}(\alpha_3^{-N} - \alpha_1^{-N}) = 0$$

или

$$\frac{0,0035}{y'_{D1}}(1^{-8,3} - 2,37^{-8,3}) + \frac{0,3751}{0,9560}(20^{-8,3} - 1^{-8,3}) + \\ + \frac{0,1269}{0,0130}(2,37^{-8,3} - 20^{-8,3}) = 0$$

откуда $y'_{D1} = 0,0096$.

Значение y'_{D5} найдем из того же уравнения, записав его по C_3H_8 , C_3H_6 и $n-C_5H_{12}$ (или иному их сочетанию, включающему $n-C_5H_{12}$):

$$\frac{c'_1}{y'_{D1}}(\alpha_3^{-N} - \alpha_3^{-N}) + \frac{c'_3}{y'_{D3}}(\alpha_1^{-N} - \alpha_3^{-N}) + \frac{c'_5}{y'_{D5}}(\alpha_3^{-N} - \alpha_1^{-N}) = 0$$

или

$$\frac{0,0035}{0,0096}(0,379^{-8,3} - 2,37^{-8,3}) + \frac{0,3751}{0,9560}(20^{-8,3} - 0,379^{-8,3}) + \\ + \frac{0,1872}{y'_{D5}}(2,37^{-8,3} - 20^{-8,3}) = 0$$

откуда $y'_{D5} = 19 \cdot 10^{-7}$.

Здесь также без всякого ущерба для точности расчета можно принять $y'_{D5} = 0$.

Проверка:

$$\sum_1^5 y'_{Di} = 0,0096 + 0,0200 + 0,9560 + 0,0130 + 0 = 0,9986 \approx 1$$

Итак, проверка по составам остатка и дистиллята выдерживается с достаточной точностью. Следовательно, составом $y'_{D3} = 0,9560$ мы задались правильно и верно определили минимальное число теоретических тарелок при режиме полного орошения колонны.

Как видно, выход дистиллята и остатка, а также их составы оказались тождественными тем (см. табл. 1.2), которые были рассчитаны по уравнениям материального баланса при допущении, что $x'_{R1} = x'_{R2} = y'_{D5} = 0$. При режиме полного орошения последние три концентрации были рассчитаны и тоже оказались практически равными нулю. Такое совпадение не случайно, а теоретически вполне обосновано. Дело в том, что если число нулевых концентраций продуктов равно числу компонентов исходной системы без двух, то количества и составы продуктов колонны будут одинаковы как при рабочем, так и при полном орошении [1, с. 386].

Заметим, что результаты расчета режима полного орошения колонны остались бы прежними и в том случае, когда в условиях разделения были бы сразу заданы не только $y'_{D1} = 0,0130$ и $x'_{R3} = 0,040$, но и $x'_{R1} = x'_{R2} = y'_{D5} = 0$. Объясняется это тем, что в данном случае число степеней проектирования $f = Z + 2 = 3 + 2 = 5$

(где Z — число нулевых продуктовых концентраций, равное 3) и в условиях разделения задано пять концентраций (из них три нулевых). Поэтому задача оказывается полностью определенной. Однако такой подход следует считать менее строгим, так как лучше доказать, что $x'_{R1} = x'_{R2} = y'_{D5} = 0$, чем принимать эти значения в начале расчета.

6. Минимальное орошение

Режим минимального орошения является вторым из предельных, теоретических возможных, при котором число теоретических тарелок в колонне равно бесконечности.

Так же, как и при расчете колонны для разделения бинарной смеси, в случае многокомпонентной системы необходимо определить минимальное флегмовое число или минимальное паровое число.

Определение минимального флегмового числа $r_{\min}$ для укрепляющей части колонны будем вести по уравнениям Андервуда [1, с. 378 или 3, с. 76] методом постепенного приближения, зная состав исходного сырья (табл. 1.1), мольную долю отгона (табл. 1.7) и составы верхнего и нижнего продуктов колонны (табл. 1.2).

По уравнению Андервуда

$$\sum_1^5 \frac{\alpha_i c'_i}{\alpha_i - \varphi} = e'$$

методом подбора находим параметр φ , беря значения α_i для компонентов системы при средней температуре в колонне $T_f = 353$ К (табл. 1.6) и значения c'_i из табл. 1.1.

Зададимся значением $\varphi = 1,52$, лежащим между величинами относительных летучестей $\alpha_3 = 2,37$ и $\alpha_4 = 1$ пропана и бутана, которые распределены между верхним и нижним продуктами колонны, и проведем расчет по написанному выше уравнению.

Результаты расчета сведем в табл. 1.8.

Таблица 1.8

Компоненты сырья	c'_i	α_i	$\alpha_i c'_i$	$\alpha_i - \varphi$	$\frac{\alpha_i c'_i}{\alpha_i - \varphi}$
CH_4	0,0035	20	0,0700	18,48	0,0038
C_2H_6	0,0073	5,82	0,0425	4,30	0,0098
C_3H_8	0,3751	2,37	0,8890	0,85	1,0420
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	0,4269	1,00	0,4269	-0,52	-0,820
$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0,1872	0,379	0,0710	-1,141	-0,062
Сумма	1,000	—	—	—	0,1736 $\approx$ 0,17

Как видно из табл. 1.8, при $\varphi = 1,52$ уравнение Андервуда с достаточной точностью удовлетворяется, поэтому найденный параметр φ ниже используем для определения $r_{\min}$.

Минимальное флегмовое число для укрепляющей части колонны рассчитываем по следующему уравнению Андервуда:

$$r_{\min} = \sum_1^4 \frac{\varphi y'_{Di}}{\alpha_i - \varphi}$$

Получим:

$$\begin{aligned} r_{\min} &= \frac{\varphi y'_{D1}}{\alpha_1 - \varphi} + \frac{\varphi y'_{D2}}{\alpha_2 - \varphi} + \frac{\varphi y'_{D3}}{\alpha_3 - \varphi} + \frac{\varphi y'_{D4}}{\alpha_4 - \varphi} = \\ &= 1,52 \left(\frac{0,0096}{20 - 1,52} + \frac{0,02}{5,82 - 1,52} + \frac{0,9560}{2,37 - 1,52} + \frac{0,013}{1 - 1,52} \right) = 1,7 \end{aligned}$$

Расчет $r_{\min}$ по зонам инвариантных составов [1, с. 355] дает результат, мало отличающийся от полученного, и здесь не приводится

Минимальное паровое число $s_{\min}$ для отгонной части колонны может быть рассчитано аналогично по следующему уравнению Андервуда:

$$\sum_3^5 \frac{\alpha_i x'_{Ri}}{\alpha_i - \varphi} = -s_{\min}$$

Получим:

$$\begin{aligned} -s_{\min} &= \frac{\alpha_3 x'_{R3}}{\alpha_3 - \varphi} + \frac{\alpha_4 x'_{R4}}{\alpha_4 - \varphi} + \frac{\alpha_5 x'_{R5}}{\alpha_5 - \varphi} = \\ &= \frac{2,37 \cdot 0,04}{2,37 - 1,52} + \frac{1 \cdot 0,6658}{1 - 1,52} + \frac{0,379 \cdot 0,2950}{0,379 - 1,52} = -1,27 \end{aligned}$$

откуда $s_{\min} = 1,27$.

Такой же результат может быть получен из уравнения материального баланса пигательной секции колонны [1, с. 367]:

$$\begin{aligned} s_{\min} &= \frac{\frac{D}{G} r_{\min} + (1 - e') - \frac{R}{G}}{\frac{R}{G}} = \\ &= \frac{0,366 \cdot 1,7 + (1 - 0,17) - 0,634}{0,634} = 1,27 \end{aligned}$$

Расчет $s_{\min}$ по зонам инвариантных составов [1, с. 342] дает результат, мало отличающийся от полученного, и здесь не приводится.

7. Элементы ректификации укрепляющей части колонны при рабочем флегмовом числе

Исходные данные и предпосылки расчета. 1) Расчет элементов ректификации ведется аналитическим методом «от тарелки к тарелке» в направлении сверху вниз, так как известен состав паров дистиллята, уходящих с верхней тарелки (табл. 1.2).

2) Рабочее флегмовое число $r = 2$ по всей высоте укрепляющей части колонны принимается постоянным.

3) С целью некоторого упрощения вычислительных операций при определении составов равновесных фаз принимаются средние для всей укрепляющей части значения коэффициентов относительной летучести (табл. 1.6).

4) Колонна работает с полным конденсатором, т. е. состав орошения, подаваемого на верх ее, одинаков с составом дистиллята.

5) Состав паров (по каждому компоненту), покидающих любую тарелку, рассчитывается по уравнению концентраций:

$$y'_n = mx'_{n-1} + (1 - m)y'_D$$

где нижний индекс n означает номер тарелки (верхняя тарелка считается первой), а

$$m = \frac{r}{r+1} \mp \frac{2}{2+1} = 0,67$$

Поэтому в нашем случае уравнение концентраций примет вид:

$$y'_n = 0,67x'_{n-1} + 0,33y'_D$$

6) Состав флегмы (по каждому компоненту), равновесный парам, рассчитывается по уравнению [1, с. 310]:

$$x'_i = \frac{y'_i / \alpha_i}{\sum \frac{y'_i}{\alpha_i}}$$

где y'_i — мольная доля данного компонента в парах, покидающих ту же, что и флегма, тарелку.

7) Температура на любой теоретической тарелке определяется по константе фазового равновесия эталонного компонента — нормального бутана. Эта константа рассчитывается по уравнению [1, с. 310]:

$$k_4 = \sum \frac{y'_i}{\alpha_i}$$

Зная k_4 и определив среднее давление в укрепляющей части

$$\pi_{cp} = \frac{\pi_D + \pi_f}{2} = \frac{1,43 \cdot 10^6 + 1,45 \cdot 10^6}{2} = 1,44 \cdot 10^6 \text{ Па (14,7 ат)}$$

по номограмме [2, с. 159] находим температуру.

Ниже приводится подробный расчет для первой и второй (считая сверху) тарелок.

Первая тарелка. Состав пара с первой тарелки известен, так как он одинаков с составом дистиллята колонны, поэтому по

уравнению [1, с. 310] рассчитываем состав равновесной с этим паром флегмы, стекающей с первой тарелки

$$y'_{11} = \frac{y'_{D1}/\alpha_1}{\frac{y'_{D1}}{\alpha_1} + \frac{y'_{D2}}{\alpha_2} + \frac{y'_{D3}}{\alpha_3} + \frac{y'_{D4}}{\alpha_4}} =$$

$$= \frac{0,0096/28,5}{\frac{0,0096}{28,5} + \frac{0,0202}{7,2} + \frac{0,9560}{2,7} + \frac{0,0130}{1}} = 0,00091$$

$$x'_{12} = \frac{y'_{D2}/\alpha_2}{\frac{y'_{D1}}{\alpha_1} + \frac{y'_{D2}}{\alpha_2} + \frac{y'_{D3}}{\alpha_3} + \frac{y'_{D4}}{\alpha_4}} = \frac{0,00281}{0,370} = 0,00760$$

Аналогично находим:

$$x'_{13} = \frac{0,3540}{0,370} = 0,9560$$

$$x'_{14} = \frac{0,0130}{0,370} = 0,0351$$

Проверка:

$$\sum_1^4 x'_{1i} = 0,00091 + 0,0076 + 0,9560 + 0,0351 = 0,9996 \approx 1$$

Здесь и дальше в обозначении концентрации первый нижний индекс — номер тарелки, второй — номер компонента.

Вторая тарелка. Состав пара со второй тарелки рассчитываем по уравнению концентраций, зная состав встречной флегмы с первой тарелки:

$$y'_{21} = 0,67x'_{11} + 0,33y'_{D1} = 0,67 \cdot 0,00091 + 0,33 \cdot 0,0096 = 0,0038$$

$$y'_{22} = 0,67 \cdot 0,0076 + 0,33 \cdot 0,0202 = 0,0118$$

$$y'_{23} = 0,67 \cdot 0,9560 + 0,33 \cdot 0,9560 = 0,9560$$

$$y'_{24} = 0,67 \cdot 0,0351 + 0,33 \cdot 0,0130 = 0,0277$$

Проверка:

$$\sum_1^4 y'_{2i} = 0,0038 + 0,0118 + 0,9560 + 0,0277 = 0,9993 \approx 1,0$$

Состав флегмы со второй тарелки находим по уравнению [1, с. 310]:

$$x'_{21} = \frac{0,0038/28,5}{\frac{0,0038}{28,5} + \frac{0,0118}{7,2} + \frac{0,9560}{2,7} + \frac{0,0277}{1}} = \frac{0,000133}{0,384} = 0,000346$$

$$x'_{22} = \frac{0,00164}{0,384} = 0,00427$$

$$x'_{23} = \frac{0,3540}{0,384} = 0,9220$$

$$x'_{24} = \frac{0,0278}{0,384} = 0,0723$$

Проверка:

$$\sum_1^4 x'_{2i} = 0,000346 + 0,00427 + 0,9220 + 0,0723 = 0,9989 \approx 1,0$$

Константа фазового равновесия эталонного компонента нормального бутана [1, с. 310] равна:

$$k_4 = \sum_1^4 \frac{y'_i}{\alpha_i} = \frac{0,0038}{28,5} + \frac{0,0118}{7,2} + \frac{0,9560}{2,7} + \frac{0,0277}{1} = 0,384$$

По номограмме [2, с. 159] находим температуру на второй тарелке. $T_2 = 321$ К.

Все расчеты для первой и второй тарелок, а также аналогичные расчеты для других тарелок укрепляющей части сведены в табл. 1.9.

Расчет элементов ректификации в укрепляющей части следует прекратить на той очередной тарелке (в нашем случае — девятой), которую покидают равновесные жидкая и паровая фазы, по составу практически одинаковые с равновесными жидкой и паровой фазами, полученными для очередной тарелки (в нашем случае — восьмой (см. табл. 1.10) отгонной части при расчете в ней элементов ректификации *.

8. Элементы ректификации отгонной части колонны при рабочем паровом числе

Исходные данные и предпосылки расчета. 1) Элементы ректификации рассчитываем методом «от тарелки к тарелке», начиная с нижней тарелки, с помощью средних для всей отгонной части колонны коэффициентов относительной летучести (табл. 1.6).

2) Рабочее паровое число определяем по формуле [1, с. 367]:

$$s = \frac{r \frac{D}{G} + (1 - e') - \frac{R}{G}}{\frac{R}{G}} = \frac{2 \cdot 0,366 + (1 - 0,17) - 0,634}{0,634} = 1,464$$

3) Состав флегмы по каждому компоненту находим по уравнению концентраций:

$$x'_{n+1} = \frac{y'_n}{m'} + \frac{m' - 1}{m'} x'_R$$

где нижний индекс n означает номер тарелки (нижняя тарелка считается первой), а

$$m' = \frac{s + 1}{s} = \frac{1,464 + 1}{1,464} = 1,69$$

* В случае питания колонны жидким или парожидким сырьем при определении числа теоретических тарелок может быть использован метод Тилле — Гедеса (см. Рейхсфельд В. О., Еркова Л. Н., Оборудование основного органического синтеза и синтетических каучуков, М. — Л., «Химия», 1965, 624 с.).

Таблица 1.9

Компоненты сырья	Первая тарелка сверху, $T_1=314$ K				Вторая тарелка сверху, $T_2=321$ K					
	α_i	y'_{Di}	$\frac{y'_{Di}}{\alpha_i}$	$x'_{1i} = \frac{y'_{Di}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{Di}}{\alpha_i}}$	α_i	$0,67x'_{1i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{2i} = 0,67x'_{1i} + 0,33y'_{Di}$	$\frac{y'_{2i}}{\alpha_i}$	$x'_{2i} = \frac{y'_{2i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{2i}}{\alpha_i}}$
CH ₄ . . .	28,5	0,0096	0,000336	0,00091	28,5	0,0006	0,0032	0,0038	0,000133	0,000346
C ₂ H ₆ . . .	7,2	0,0200	0,00281	0,00760	7,2	0,0051	0,0067	0,0118	0,00161	0,00427
C ₃ H ₈ . . .	2,7	0,9560	0,3540	0,9560	2,7	0,6374	0,3186	0,9560	0,3540	0,9220
n-C ₄ H ₁₀ . . .	1,0	0,0130	0,0130	0,0351	1,0	0,0234	0,0043	0,0277	0,0277	0,0723
n-C ₅ H ₁₂ . . .	0,38	0	0	0	0,38	0	0	0	0	0
Сумма . .	—	0,9986 $\approx$ 1	$\sum \frac{y'_{Di}}{\alpha_i} = 0,370$	0,9996 $\approx$ 1	—	—	—	0,9993 $\approx$ 1	$k_1 = 0,384$	0,9989 $\approx$ 1

Продолжение табл. 1.9

Компоненты сырья	Третья тарелка сверху, $T_3=323$ K						Четвертая тарелка сверху, $T_4=323$ K				
	α_i	$0,67x'_{2i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{3i} = 0,67x'_{2i} + 0,33y'_{Di}$	$\frac{y'_{3i}}{\alpha_i}$	$x'_{3i} = \frac{y'_{3i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{3i}}{\alpha_i}}$	$0,67x'_{3i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{4i} = 0,67x'_{3i} + 0,33y'_{Di}$	$\frac{y'_{4i}}{\alpha_i}$	$x'_{4i} = \frac{y'_{4i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{4i}}{\alpha_i}}$
CH ₄	28,5	0,000231	0,0032	0,00343	0,00012	0,000302	0,000202	0,0032	0,0034	0,00012	0,000283
C ₂ H ₆	7,2	0,00285	0,0067	0,00965	0,00133	0,003340	0,00223	0,0067	0,0089	0,00124	0,002900
C ₃ H ₈	2,7	0,6150	0,3186	0,93360	0,3450	0,866000	0,5773	0,3186	0,8959	0,33100	0,776000
n-C ₄ H ₁₀ . . .	1,0	0,0482	0,0043	0,05250	0,0525	0,131000	0,0874	0,0043	0,0917	0,09170	0,000620
n-C ₅ H ₁₂ . . .	0,38	0	0	0	0	0	0	0	0,0001 *	0,00026	0,000620
Сумма . .	—	—	—	0,9991 $\approx$ 1	$k_4 \approx 0,399$	1,000642 $\approx$ 1	—	—	0,9999 = 1	$k_1 \approx 0,425$	0,996 $\approx$ 1

* Ввиду того что в дистилляте отсутствует пятый компонент (пентан), при аналитическом расчете сверху вниз «от тарелки к тарелке» необходимо на какой-то тарелке (в нашем случае — четвертой) подправлять состав паров вводом незначительного количества пентана. Подробнее см. [1, с. 307]

Продолжение табл. 1.9

Компоненты сырья	Пятая тарелка сверху, $T_5=329$ К						Шестая тарелка сверху, $T_6=334$ К					
	α_i	$0,67x'_{4i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{5i} =$ $=0,67x'_{4i} +$ $+0,33y'_{Di}$	$\frac{y'_{5i}}{\alpha_i}$	$x'_{5i} = \frac{y'_{5i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{5i}}{\alpha_i}}$	$0,67x'_{5i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{6i} =$ $=0,67x'_{5i} +$ $+0,33y'_{Di}$	$\frac{y'_{6i}}{\alpha_i}$	$x'_{6i} = \frac{y'_{6i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{6i}}{\alpha_i}}$	
CH_4	28,5	0,000189	0,0032	0,00339	0,000119	0,000258	0,000171	0,0033	0,00337	0,000118	0,000234	
C_2H_6	7,2	0,001930	0,0067	0,00863	0,00120	0,002600	0,001730	0,0067	0,00843	0,001170	0,002330	
C_3H_8	2,7	0,517300	0,3186	0,83590	0,3100	0,670500	0,447000	0,3186	0,76560	0,283000	0,558000	
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$. . .	1,0	0,144000	0,0043	0,14830	0,1483	0,322000	0,214000	0,0043	0,21830	0,218300	0,430000	
$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$. . .	0,38	0,000410	0	0,00041	0,00108	0,002330	0,001560	0	0,00156	0,004100	0,008000	
Сумма	—	—	—	$0,99663 \approx 1$	$k_4=0,461$	$0,997688 \approx 1$	—	—	$0,99726 \approx 1$	$k_4=0,507$	$0,998564 \approx 1$	

Продолжение табл. 1.9

Компоненты сырья	Седьмая тарелка сверху $T_7=340$ К						Восьмая тарелка сверху, $T_8=345$ К					
	α_i	$0,67x'_{6i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{7i} = 0,67x'_{6i} + 0,33y'_{Di}$	$\frac{y'_{7i}}{\alpha_i}$	$x'_{7i} = \frac{y'_{7i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{7i}}{\alpha_i}}$	$0,67x'_{7i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{8i} = 0,67x'_{7i} + 0,33y'_{Di}$	$\frac{y'_{8i}}{\alpha_i}$	$x'_{8i} = \frac{y'_{8i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{8i}}{\alpha_i}}$	
CH ₄	28,5	0,000156	0,0032	0,00336	0,000118	0,00021	0,00014	0,0032	0,00334	0,000117	0,000188	
C ₂ H ₆	7,2	0,00154	0,0067	0,00824	0,001140	0,00204	0,00136	0,0067	0,00806	0,00112	0,001800	
C ₃ H ₈	2,7	0,3740	0,3186	0,69260	0,257000	0,45600	0,30400	0,3186	0,62260	0,2310	0,370000	
n-C ₄ H ₁₀ . . .	1,0	0,2870	0,0043	0,29130	0,291300	0,51900	0,34600	0,00430	0,35030	0,3503	0,560000	
n-C ₅ H ₁₂ . . .	0,38	0,0054	0	0,00540	0,014100	0,02510	0,01680	0	0,01680	0,0444	0,071000	
Сумма	—	—	—	1,0008≈1	$k_1=0,564$	1,0023≈1	—	—	1,0011≈1,0	$k_2=0,627$	1,003≈1,0	

Продолжение табл. 1.9

Компоненты сырья	Девятая тарелка сверху, $T_9=354$ К					
	α_i	$0,67x'_{8i}$	$0,33y'_{Di}$	$y'_{9i}=0,67x'_{8i} + 0,33y'_{Di}$	$\frac{u'_9}{\alpha_i}$	$k'_9 = \frac{y'_{9i}/\alpha_i}{\sum \frac{y'_{9i}}{\alpha_i}}$
CH ₄	28,5	0,000126	0,0032	0,00333	0,000116	0,000162
C ₂ H ₆ . . .	7,2	0,001200	0,0067	0,00790	0,001100	0,001540
C ₃ H ₈	2,7	0,246600	0,3186	0,56520	0,210000	0,294000
n-C ₄ H ₁₀ . .	1,0	0,373200	0,0043	0,37750	0,377500	0,531100
n-C ₅ H ₁₂ . .	0,38	0,047400	—	0,047400	0,125000	0,175000
Сумма . . .	—	—	—	1,001 $\approx$ 1,0	$k_4 \approx 0,714$	1,0008 $\approx$ 1,0

Таблица 1.10

Компоненты сырья	Кипятильник, $T_0=T_R=383$ К					Первая тарелка снизу, $T_1=378$ К					
	α_i	x'_{Ri}	$\alpha_i x'_{Ri}$	$y'_{0i} = \frac{\alpha_i x'_{Ri}}{\sum \alpha_i x'_{Ri}}$	$\frac{k_4 = 1}{\sum \alpha_i x'_{Ri}}$	$0,59y'_{0i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{1i} = 0,59y'_{0i} + 0,41x'_{Ri}$	$\alpha_i x'_{1i}$	$y'_{1i} = \frac{\alpha_i x'_{1i}}{\sum \alpha_i x'_{1i}}$	$\frac{k_1 = 1}{\sum \alpha_i x'_{1i}}$
CH ₄	17,1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₂ H ₆	5,3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₃ H ₈	2,3	0,040	0,092	0,1045	—	0,0618	0,0164	0,0782	0,180	0,1830	—
n-C ₄ H ₁₀ . .	1,0	0,665	0,665	0,7580	1,14	0,4470	0,2720	0,7190	0,719	0,7320	1,02
n-C ₅ H ₁₂ . .	0,41	0,295	0,121	0,1375	—	0,0810	0,1210	0,2020	0,083	0,0845	—
Сумма . . .	—	1,0	$\sum \alpha_i x'_{Ri} = 0,878$	1,0	—	—	—	$0,9992 \approx 1$	$\sum \alpha_i x'_{1i} = 0,982$	$0,9995 \approx 1$	—

Продолжение табл. 1.10

Компо- ненты сырья	Вторая тарелка снизу, $T_2=373$ К							Третья тарелка снизу, $T_3=367$ К					
	α_i	$0,59y'_{1i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{2i}=$ $=0,59y'_{1i}+$ $+0,41x'_{Ri}$	$\alpha_i x'_{2i}$	$y'_{2i}=$ $=\frac{\alpha_i x'_{2i}}{\sum \alpha_i x'_{2i}}$	$k_4=$ $=\frac{1}{\sum \alpha_i x'_{2i}}$	$0,59y'_{2i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{3i}=$ $=0,59y'_{2i}+$ $+0,41x'_{Ri}$	$\alpha_i x'_{3i}$	$y'_{3i}=$ $=\frac{\alpha_i x'_{3i}}{\sum \alpha_i x'_{3i}}$	$k_4=$ $=\frac{1}{\sum \alpha_i x'_{3i}}$
CH ₄ . .	17,1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₂ H ₆ . .	5,3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
C ₃ H ₈ . .	2,3	0,1080	0,0164	0,1244	0,286	0,270	—	0,1590	0,0164	0,1754	0,404	0,3570	—
n-C ₄ H ₁₀	1,0	0,4320	0,2720	0,7040	0,704	0,664	0,943	0,3920	0,2720	0,6640	0,664	0,5870	0,886
n-C ₅ H ₁₂	0,41	0,0499	0,1210	0,1709	0,070	0,066	—	0,0389	0,1210	0,1599	0,066	0,0584	—
Сумма	—	—	—	0,9993≈1	$\sum \alpha_i x'_{2i}=$ =1,06	1,0	—	—	—	0,9993≈1	$\sum \alpha_i x'_{3i}=$ =1,134	1,0024≈1	—

Продолжение табл. 1.10

Компо- ненты сырья	Четвертая тарелка снизу, $T_4 = 363$ К							Пятая тарелка снизу, $T_5 = 360$ К						
	α_i	$0,59y'_{3i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{4i} =$ $= 0,59y'_{3i} +$ $+ 0,41x'_{Ri}$	$\alpha_i x'_{4i}$	$y'_{4i} =$ $= \frac{\alpha_i x'_{4i}}{\sum \alpha_i x'_{4i}}$	$k_4 =$ $= \frac{1}{\sum \alpha_i x'_{4i}}$	$0,59y'_{4i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{5i} =$ $= 0,59y'_{4i} +$ $+ 0,41x'_{Ri}$	$\alpha_i x'_{5i}$	$y'_{5i} =$ $= \frac{\alpha_i x'_{5i}}{\sum \alpha_i x'_{5i}}$	$k_5 =$ $= \frac{1}{\sum \alpha_i x'_{5i}}$	
CH ₄ . .	17,1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
C ₂ H ₆ . .	5,3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	0,0012 *	—	
												(принято)		
C ₃ H ₈ . .	2,3	0,2110	0,0164	0,2274	0,5210	0,434	—	0,2560	0,0164	0,2724	0,628	0,4960	—	
n-C ₄ H ₁₀	1,0	0,3450	0,2720	0,6170	0,6170	0,513	0,833	0,3030	0,2720	0,5750	0,575	0,4540	0,790	
n-C ₅ H ₁₂	0,41	0,0344	0,1210	0,1554	0,0636	0,053	—	0,0313	0,1210	0,1523	0,062	0,0490	—	
Сумма	—	—	—	$0,9998 \approx 1$	$\sum \alpha_i x'_{4i} =$ $= 1,202$	1,0	—	—	—	$0,9997 \approx 1$	$\sum \alpha_i x'_{5i} =$ $= 1,265$	$1,0002 \approx 1$	—	

* Ввиду того что в остатке отсутствуют C₂H₆ и CH₄, при аналитическом расчете снизу вверх «от тарелки к тарелке» необходимо, начиная с какой-то тарелки отгонной части, подправлять составы паров и флегмы последовательным вводом незначительных количеств C₂H₆ и CH₄. Подробнее см. [1, с. 307].

Продолжение табл. 1,10

Компо- ненты сырья	Шестая тарелка снизу, $T_6=358\text{ К}$							Седьмая тарелка снизу, $T_7=356\text{ К}$						
	a_i	$0,59y'_{6i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{6i} = 0,59y'_{6i} + 0,41x'_{Ri}$	$a_i x'_{7i}$	$y'_{6i} = \frac{a_i x'_{6i}}{\sum a_i x'_{6i}}$	$k_4 = \frac{1}{\sum a_i x'_{6i}}$	$0,59y'_{6i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{7i} = 0,59y'_{6i} + 0,41x'_{6i}$	$a_i x'_{7i}$	$y'_{7i} = \frac{a_i x'_{7i}}{\sum a_i x'_{7i}}$	$k_4 = \frac{1}{\sum a_i x'_{7i}}$	
CH_4 . .	17,1	—	—	—	—	0,00015 *	—	0,00009	—	0,00009	0,00154	0,0013	—	
						(принято)								
C_2H_6 . .	5,3	0,00071	—	0,00071	0,00376	0,00287	—	0,00169	—	0,00169	0,00890	0,0065	—	
C_3H_8 . .	2,3	0,29200	0,0164	0,30840	0,70900	0,54100	—	0,32000	0,0164	0,33640	0,77200	0,5680	—	
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	1,0	0,26600	0,2720	0,53800	0,53800	0,41000	0,768	0,24200	0,2720	0,51400	0,51400	0,3780	0,742	
$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0,41	0,02890	0,1210	0,14990	0,0613	0,04690	—	0,02760	0,1210	0,14860	0,06100	0,0418	—	
Сумма . .	—	—	—	$0,9970 \approx 1$	$\sum a_i x'_{6i} = 1,312$	$1,00092 \approx 1$	—	—	—	$\sum a_i x'_{7i} = 1,0008 \approx 1$	$\sum a_i x'_{7i} = 1,36$	$0,9986 \approx 1$	—	

Продолжение табл. 1,10

Компоненты сырья	Восьмая тарелка снизу, $T_8=354\text{ К}$						
	a_i	$0,59y'_{7i}$	$0,41x'_{Ri}$	$x'_{8i} = 0,59y'_{7i} + 0,41x'_{Ri}$	$a_i x'_{8i}$	$y'_{8i} = \frac{a_i x'_{8i}}{\sum a_i x'_{8i}}$	$k_4 = \frac{1}{\sum a_i x'_{8i}}$
CH_4	17,1	0,00077	—	0,00077	0,0132	0,0094	—
C_2H_6	5,3	0,00384	—	0,00384	0,0204	0,0145	—
C_3H_8	2,3	0,33500	0,0164	0,35140	0,8090	0,5770	—
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	1,0	0,22400	0,2720	0,49600	0,4960	0,3560	0,715
$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	0,41	0,02650	0,1210	0,14750	0,0603	0,0430	—
Сумма	—	—	—	$0,9995 \approx 1$	$\sum a_i x'_{8i} = 1,4$	$0,9999 \approx 1$	—

В нашем случае уравнение концентраций примет вид:

$$x'_{n+1} = 0,59y'_n + 0,41x'_R$$

4) Состав равновесных флегме паров по каждому компоненту рассчитывается по уравнению [1, с. 310]:

$$y'_i = \frac{\alpha_i x'_i}{\sum \alpha_i x'_i}$$

где i — номер компонента; x'_i — мольная доля компонента во флегме, покидающей ту же тарелку, что и пары.

5) Температура на любой теоретической тарелке определяется по константе фазового равновесия бутана, которая рассчитывается по уравнению [1, с. 310]:

$$k_4 = \frac{1}{\sum \alpha_i x'_i}$$

Зная k_4 и определив среднее давление в отгонной части

$$\pi_{cp} = \frac{\pi_f + \pi_R}{2} = \frac{1,45 \cdot 10^6 + 1,47 \cdot 10^6}{2} = 1,46 \cdot 10^6 \text{ Па (14,9 ат)}$$

по номограмме [2, с. 159] находим температуру.

Ниже приводится подробный расчет для кипятильника и первой тарелки (считая снизу), а результаты расчета для всех тарелок даются в табл. 1.10.

К и п я т и л ь н и к («нулевая» отгонная тарелка). Состав остатка колонны известен, поэтому рассчитываем состав паров, равновесных с остатком, поступающих из кипятильника на первую отгонную тарелку, по уравнению [1, с. 310]:

$$\begin{aligned} y'_{03} &= \frac{\alpha_3 x'_{R3}}{\alpha_3 x'_{R3} + \alpha_4 x'_{R4} + \alpha_5 x'_{R5}} = \frac{2,3 \cdot 0,04}{2,3 \cdot 0,04 + 1 \cdot 0,665 + 0,41 \cdot 0,295} = \\ &= \frac{0,092}{0,878} = 0,1045 \\ y'_{04} &= \frac{0,665}{0,878} = 0,7580 \\ y'_{05} &= \frac{0,121}{0,878} = 0,1375 \end{aligned}$$

Проверка:

$$\sum_3^5 y'_{0i} = 0,1045 + 0,7580 + 0,1375 = 1,0$$

Константа фазового равновесия эталонного компонента — нормального бутана [1, с. 310] равна:

$$k_4 = \frac{1}{\sum \alpha_i x'_{Ri}} = \frac{1}{0,878} = 1,14$$

Как указано выше, по номограмме [2, с. 159] находим температуру в низу колонны (в кипятильнике):

$$T_0 = T_R = 383 \text{ K}$$

Эта температура была найдена и раньше (см. стр. 11 и табл. 1.5).

Первая тарелка. Состав флегмы с первой тарелки рассчитываем по уравнению концентраций, зная состав паров из кипятильника:

$$x'_{13} = 0,59y'_{03} + 0,41x'_{R3} = 0,59 \cdot 0,1045 + 0,41 \cdot 0,04 = 0,0782$$

$$x'_{14} = 0,59 \cdot 0,758 + 0,41 \cdot 0,665 = 0,719$$

$$x'_{15} = 0,59 \cdot 0,1375 + 0,41 \cdot 0,295 = 0,202$$

Проверка:

$$\sum_3^5 x'_{1i} = 0,0782 + 0,719 + 0,202 = 0,9992 \approx 1$$

Состав паров с первой тарелки:

$$y'_{13} = \frac{2,3 \cdot 0,0782}{2,3 \cdot 0,0782 + 1 \cdot 0,719 + 0,41 \cdot 0,202} = \frac{0,180}{0,982} = 0,1830$$

$$y'_{14} = \frac{0,718}{0,982} = 0,7320$$

$$y'_{15} = \frac{0,083}{0,982} = 0,0845$$

Проверка:

$$\sum_3^5 y'_{1i} = 0,1830 + 0,7320 + 0,0845 = 0,9995 \approx 1$$

Константа фазового равновесия бутана

$$k_4 = \frac{1}{\sum_3^5 \alpha_i x'_{1i}} = \frac{1}{0,982} = 1,02$$

по номограмме [2, с. 159] $T_1 = 378 \text{ K}$.

Расчет элементов ректификации в отгонной части следует прекратить на той очередной тарелке (в нашем случае — восьмой), которую покидают равновесные жидкая и паровая фазы, по составу практически одинаковые с равновесными жидкой и паровой фазами, полученными для очередной тарелки (в нашем случае — девятой, см. табл. 1.9) укрепляющей части при расчете в ней элементов ректификации.

9. Питательная секция колонны

Сравнивая составы паровых и жидких потоков, покидающих соответственно девятую тарелку, считая с верха колонны, и восьмую тарелку, считая с низа колонны, убеждаемся, что они приблизительно одинаковы и близки к составам паровой и жидкой фаз

сырья (табл. 1.7, 1.9 и 1.10). Это означает, что за нижнюю укрепляющую тарелку должна быть принята восьмая тарелка, считая с верху, а за верхнюю отгонную — седьмая тарелка, считая с низу колонны. К такому же результату приводит расчет питательной секции (здесь он не дается), если его сделать по методике, изложенной Багатуровым [1, с. 410—413].

Таким образом, питательная секция колонны будет расположена между восьмой укрепляющей и седьмой отгонной тарелками.

При расчете питательной секции необходимо показать, что количества и составы проходящих ее потоков удовлетворяют основным уравнениям материального баланса для верхнего и нижнего уровней (сечений) этой секции.

Схема питательной секции и все обозначения паровых и жидких потоков приведены на рис. 1.1.

Количества потоков. Имея ввиду, что рабочее флегмовое число в укрепляющей части $r = 2$, а рабочее паровое число в отгонной части $s = 1,464$, получим (в киломолях на 100 кмоль сырья): количество флегмы, стекающей с восьмой укрепляющей тарелки

$$g_k = rD = 2 \cdot 36,6 = 73,2$$

количество пара, поступающего из питательной секции на эту тарелку

$$V_m = g_k + D = 73,2 + 36,6 = 109,8$$

количество пара, уходящего с седьмой отгонной тарелки

$$V_n = sR = 1,464 \cdot 63,4 = 92,8$$

количество флегмы, поступающей из питательной секции на седьмую отгонную тарелку

$$g_m = V_n + R = 92,8 + 63,4 = 156,2$$

Проверка:

$$V_m = V_n + V_c = 92,8 + 17 = 109,8$$

$$g_m = g_k + g_c = 73,2 + 83 = 156,2$$

где количество паровой фазы сырья

$$V_c = e'G = 0,17 \cdot 100 = 17$$

и количество жидкой фазы сырья

$$g_c = (1 - e')G = (1 - 0,17) \cdot 100 = 83$$

Составы потоков. Зная состав флегмы g_k , стекающей с восьмой укрепляющей тарелки (табл. 1.9), состав пара V_n , уходящего с седьмой отгонной тарелки (табл. 1.10) и состав паровой

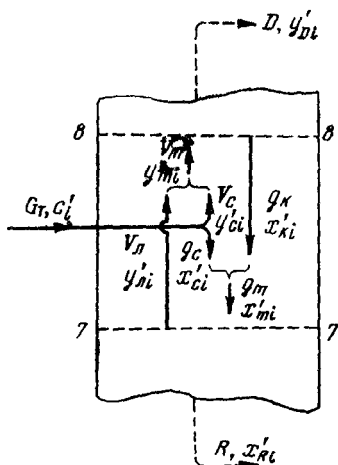


Рис. 1.1. Схема питающей секции колонны.

фазы сырья V_c (табл 17), можно рассчитать состав пара V_m , поступающего из питательной секции на восьмую укрепляющую тарелку, по известным уравнениям

$$V_m y'_{mi} = g_k x'_{ki} + D y'_{Di}$$

$$V_m y'_{mi} = V_L y'_{Li} + V_c y'_{ci}$$

После подстановки в них значений величин, получим

$$y'_{mi} = 0,67x'_{ki} + 0,33y'_{Di}$$

$$y'_{mi} = 0,845y'_{Li} + 0,155y'_{ci}$$

Расчеты составов y'_{mi} по этим уравнениям для каждого компонента сведены в табл 111

Из табл 111 видно, что составы пара y'_{mi} , рассчитанные по обоим уравнениям, отличаются незначительно и, без заметной погрешности, могут считаться одинаковыми Следовательно, количества и составы потоков, проходящих питательную секцию, удовлетворяют основным уравнениям материального баланса для верхнего уровня этой секции

Зная состав пара V_L (табл 110), уходящего с седьмой отгонной тарелки, состав флегмы g_k (табл 19), стекающей с восьмой укрепляющей тарелки, и состав жидкой фазы сырья g_c (табл 17), можно рассчитать состав флегмы g_m , поступающей из питательной секции на седьмую отгонную тарелку, по уравнениям

$$g_m x'_{mi} = V_L y'_{Li} + R x'_{Ri}$$

$$g_m x'_{mi} = g_k x'_{ki} + g_c x'_{ci}$$

После подстановки в них значений величин, получим

$$x'_{mi} = 0,59y'_{Li} + 0,41x'_{Ri}$$

$$x'_{mi} = 0,468x'_{ki} + 0,532x'_{ci}$$

Расчеты величин x'_{mi} по этим уравнениям для каждого компонента сведены в табл 112

Как видно из табл 112, составы x'_{mi} флегмы, рассчитанные по обоим уравнениям, отличаются незначительно и, без заметной погрешности, могут считаться одинаковыми Следовательно, количества и составы потоков, проходящих питательную секцию, удовлетворяют основным уравнениям материального баланса для нижнего уровня этой секции Если эти уравнения удовлетворяются не будут, необходимо повторить аналитический расчет «от тарелки к тарелке», имея в виду примечания, сделанные к табл. 19 и 110

Таблица 1.11

Компоненты сырья	$y'_{mi} = 0,67x'_{ki} + 0,33y'_{Di}$					$y'_{mi} = 0,845y'_{li} + 0,155y'_{ci}$				
	$x'_{ki} = x'_{8i}$ (табл. 1.9)	y'_{Di} (табл. 1.9)	$0,67x'_{ki} =$ $= 0,67x'_{8i}$	$0,33x'_{Di} =$ $= 0,33y'_{Di}$	y'_{mi}	$y'_{li} = y'_{7i}$ (табл. 1.10)	y'_{ci} (табл. 1.7)	$0,845y'_{li} =$ $= 0,845y'_{7i}$	$0,155y'_{ci}$	y'_{mi}
CH ₄	0,000188	0,0096	0,000126	0,0032	0,0033	0,0013	0,0160	0,0011	0,0025	0,0036
C ₂ H ₆	0,001800	0,0200	0,001200	0,0067	0,0079	0,0065	0,0201	0,0055	0,0031	0,0086
C ₃ H ₈	0,370000	0,9560	0,246600	0,3186	0,5652	0,5680	0,5822	0,4770	0,0901	0,5672
n-C ₄ H ₁₀ . . .	0,560000	0,0130	0,373200	0,0043	0,3775	0,3780	0,3305	0,3180	0,0511	0,3691
n-C ₅ H ₁₂ . . .	0,071000	—	0,047400	—	0,0474	0,0448	0,0597	0,0504	0,0091	0,0595
Сумма . . .	1,002988 ≈ 1	0,9986 ≈ 1	—	—	1,0013 ≈ 1	0,9986 ≈ 1	1,0085 ≈ 1	—	—	1,008 ≈ 1

Таблица 1.12

Компоненты сырья	$x'_{mi} = 0,59y'_{li} + 0,41x'_{Ri}$					$x'_{mi} = 0,468y'_{ki} + 0,532x'_{ci}$				
	$y'_{li} = y'_{7i}$ (табл. 1.10)	x'_{Ri} (табл. 1.10)	$0,59y'_{li} =$ $= 0,59y'_{7i}$	$0,41x'_{Ri}$	x'_{mi}	$x'_{ki} = x'_{8i}$ (табл. 1.9)	x'_{ci} (табл. 1.7)	$0,468x'_{ki} =$ $= 0,468x'_{8i}$	$0,532x'_{ci}$	x'_{mi}
CH ₄	0,0013	—	0,00077	—	0,00077	0,000188	0,0011	0,000088	0,000586	0,00067
C ₂ H ₆	0,0065	—	0,00384	—	0,00384	0,001800	0,0047	0,000840	0,002510	0,00340
C ₃ H ₈	0,5680	0,040	0,33500	0,0164	0,35140	0,370000	0,3327	0,173500	0,175000	0,33850
n-C ₄ H ₁₀ . . .	0,3780	0,665	0,22400	0,2720	0,49600	0,560000	0,4466	0,262200	0,238000	0,50020
n-C ₅ H ₁₂ . . .	0,0448	0,295	0,02650	0,1210	0,14750	0,071000	0,2133	0,033200	0,113700	0,14690
Сумма . . .	0,9986 ≈ 1	1,000	—	—	0,99851 ≈ 1	1,002988 ≈ 1	0,9984 ≈ 1	—	—	0,99967 ≈ 1

10. Количество холодного орошения

Количество g_0 (в киломолях на 100 кмоль сырья) холодного орошения, подаваемого на верх колонны, определяется из уравнения теплового баланса ее укрепляющей части. Согласно схеме (рис. 1.2), это уравнение запишется так:

$$V_m Q_m + g_0 q_0 = g_k q_k + (D + g_0) Q_D$$

откуда

$$g_0 = \frac{V_m Q_m - g_k q_k - D Q_D}{Q_D - q_0}$$

где V_m , g_k и D — количества потоков, известные из предыдущих расчетов; Q_m , q_k , Q_D , q_0 — энтальпии соответствующих потоков (рис. 1.2), кДж/кмоль.

Показанные на рис. 1.2 температуры потоков определены в предыдущих расчетах (табл. 1.9).

Для определения энтальпий потоков рассчитаем их средние молекулярные массы:

$$M_{V_m} = \sum_1^5 M_i y'_{mi} \quad (\text{поток } V_m)$$

$$M_{g_k} = \sum_1^5 M_i x'_{ki} \quad (\text{поток } g_k)$$

$$M_D = \sum_1^4 M_i y'_{Di} \quad (\text{потоки } D \text{ и } g_0)$$

Значения y'_{mi} , x'_{ki} и y'_{Di} берем из табл. 1.11. Все необходимые вычисления сводим в табл. 1.13.

Рис. 1.2. Схема укрепляющей части колонны.

Пользуясь графиком энтальпий смесей легких углеводородов по температурам, давлениям (для паров) и молекулярным массам потоков [4, с. 10], находим энтальпии последних (в ккал/кг) и пересчитываем их в кДж/кмоль.

Получим:

$$Q_D = 542 \cdot 43,5 = 23\,615 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_k = 318 \cdot 53,9 = 17\,146 \text{ кДж/кмоль}$$

$$Q_m = 622 \cdot 50,1 = 31\,235 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_0 = 213 \cdot 43,5 = 9\,295 \text{ кДж/кмоль}$$

Подставляя значения количеств потоков и их энтальпий в уравнение теплового баланса, будем иметь:

$$\begin{aligned} g_0 &= \frac{109,8 \cdot 31\,235 - 73,2 \cdot 17\,146 - 36,6 \cdot 23\,615}{23\,615 - 9\,295} = \\ &= 91 \text{ кмоль на 100 кмоль сырья} \end{aligned}$$

Таблица 1.13

Компоненты сырья	M_i	Потоки D и g_D		Поток g_K		Поток V_m	
		y'_{Di}	$M_i y'_{Di}$	x'_{Ki}	$M_i x'_{Ki}$	y'_{mi}	$M_i y'_{mi}$
C_2H_6	16	0,0096	0,1535	0,000188	0,0030	0,0033	0,0529
C_3H_8	30	0,0202	0,6060	0,00180	0,0540	0,0079	0,2370
C_4H_{10}	44	0,9560	42,0000	0,3700	16,280	0,5652	21,500
$n-C_5H_{12}$	58	0,0130	0,7530	0,5600	32,500	0,3775	21,900
$n-C_6H_{14}$	72	—	—	0,0710	5,100	0,0474	3,410
Сумма	—	$0,9986 \approx 1$	$M_D = 43,5$	$1,002988 \approx 1$	$M_{g_K} = 53,9$	$1,0013 \approx 1$	$M_{V_m} \approx 50,1$

Известно, что при работе колонны с полным конденсатором-холодильником, флегма g_1 (рис. 1.2), стекающая с верхней тарелки, служит горячим орошением на верху колонны, так как температура флегмы $T_1 = T_D$. В случае работы колонны с парциальным конденсатором флегма g_1 образуется в последнем. Количество горячего орошения на верху колонны определяется по формуле [5, с. 146]:

$$g_1 = g_0 \frac{Q_D - q_0}{Q_2 - q_D}$$

где Q_2 — энтальпия паров со второй тарелки; q_D — энтальпия флегмы g_1 при $T_1 = T_D$.

Как показывают расчеты, Q_2 мало отличается от Q_D , поэтому можно принять, что $Q_2 \approx Q_D$; также, ввиду близости составов дистиллята и флегмы g_1 (табл. 1.9), будем считать, что q_D есть энтальпия жидкого дистиллята при $T_D = 314$ К.

Тогда

$$g_1 = g_0 \frac{Q_D - q_0}{Q_D - q_D}$$

По тому же графику энтальпий [4, с. 10] найдем:

$$q_D = 226 \cdot 43,5 = 9840 \text{ кДж/кмоль}$$

Получим:

$$g_1 = 91 \frac{23615 - 9295}{23615 - 9840} = 95 \text{ кмоль на 100 кмоль сырья}$$

Флегмовое число на верху колонны будет равно:

$$r_1 = \frac{g_1}{D} = \frac{95}{36,6} = 2,6$$

Следовательно, флегмовое число возрастает от $r = 2$ в низу укрепляющей части до $r_1 = 2,6$ на верху колонны. Так как число теоретических тарелок рассчитывалось при постоянном значении $r = 2$, то оно получилось с некоторым превышением, обеспечивающим известный резерв разделительной способности колонны.

11. Тепловая нагрузка кипятильника колонны и количество парового орошения в низу ее отгонной части

Тепловая нагрузка Q_p кипятильника колонны определяется из уравнения теплового баланса ее отгонной части. Согласно схеме (рис. 1.3), это уравнение запишется так:

$$g_m q_m + Q_p = V_l Q_l + R q_R$$

откуда

$$Q_p = V_l Q_l + R q_R - g_m q_m$$

где g_m , V_l , R — количества потоков, известные из предыдущих расчетов (см п 9); q_m , Q_l , q_R — энтальпии соответствующих потоков (рис. 1.3), кДж/кмоль

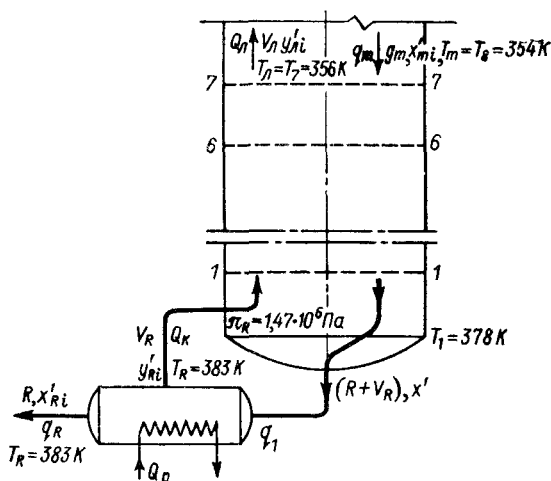


Рис. 1.3 Схема отгонной части колонны.

Приведенные на рис. 1.3 температуры потоков были найдены в предыдущих расчетах (табл. 1.9).

Для определения энтальпий q_m , Q_l и q_R потоков рассчитываем их средние молекулярные массы:

$$M_{g_m} = \sum_1^5 M_i x'_{mi} \quad (\text{поток } g_m)$$

$$M_{V_l} = \sum_1^5 M_i y'_{li} \quad (\text{поток } V_l)$$

$$M_R = \sum_1^5 M_i x'_{Ri} \quad (\text{поток } R)$$

Значения x'_{mi} , y'_{li} и x'_{Ri} берем из табл. 1.14.

Таблица 1.14

Компоненты сырья	M_i	Поток V_1		Поток g_m		Поток R	
		y'_{1i}	$M_i y'_{1i}$	x'_{mi}	$M_i x'_{mi}$	x'_{Ri}	$M_i x'_{Ri}$
C_2H_6	16	0,0013	0,02	0,00077	0,0123	—	—
C_3H_8	30	0,0065	0,19	0,00384	0,1152	—	—
C_4H_{10}	44	0,5680	24,90	0,35140	15,4620	0,040	1,76
C_5H_{12}	58	0,3780	21,80	0,49600	28,7700	0,665	38,57
C_6H_{14}	72	0,0448	3,23	0,14750	10,6200	0,295	21,24
Сумма	—	$0,9996 \approx 1$	$M_{V_1} \approx 50,3$	$0,9995 \approx 1$	$M_{g_m} \approx 50$	1,0	$M_R \approx 61,6$

С помощью графика энтальпий смесей легких углеводородов [4, с. 10] находим:

$$Q_1 = 618 \cdot 50,3 = 31\,109 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_m = 377 \cdot 55 = 18\,632 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_R = 423 \cdot 61,6 = 26\,052 \text{ кДж/кмоль}$$

Подставляя значения величин, входящих в уравнение теплового баланса, будем иметь:

$$\begin{aligned} Q_p &= 92,8 \cdot 31\,109 + 63,4 \cdot 26\,052 - 156,2 \cdot 18\,632 = \\ &= 1629 \cdot 10^3 \text{ кДж на } 100 \text{ кмоль сырья} \end{aligned}$$

Для определения количества V_R парового орошения, идущего из кипятильника под нижнюю (первую) отгонную тарелку, необходимо написать уравнение теплового баланса кипятильника. Это легко сделать, пользуясь схемой (рис. 1.3):

$$(R + V_R) q_1 + Q_p = R q_R + V_R Q_R$$

откуда

$$V_R = \frac{Q_p - R(q_R - q_1)}{Q_R - q_1}$$

где q_1 и Q_R — энтальпии соответственно флегмы, стекающей с нижней отгонной тарелки в кипятильник, и пара, поступающего из кипятильника на эту тарелку.

Температуры потоков флегмы и паров найдены раньше (см. табл. 1.10 и рис. 1.3).

Находим средние молекулярные массы этих двух потоков:

$$\begin{aligned} M_{R+V_R} &= \sum_1^3 M_i x'_{1i} \\ M_{V_R} &= \sum_1^5 M_i y'_{Ri} \end{aligned}$$

Значения x'_{1i} и y'_{Ri} берем из табл. 1.10. Все вычисления сводим в табл. 1.15.

Таблица 1.15

Компонент сырья	M_i	Поток ($I + V_R$)		Поток V_P	
		y'_i	$M_i y'_{1i}$	y'_{Ri}	$M_i y'_{Ri}$
C_3H_8	11	0 0782	3 44	0 1045	4 60
$n C_4H_{10}$	58	0 7190	41 50	0 7580	43 80
$n C_5H_{12}$	72	0 2020	14 50	0 1375	9 90
Сумма	—	$0 9992 \approx 1$	$M_{R+V_R} \approx 59 4$	1 0	$M_{V_R} = 58,3$

Пользуясь графиком энтальпий [4, с 10], находим

$$q_1 = 41 \quad 59,4 = 24327 \text{ кДж/кмоль}$$

$$Q_R = 690 \quad 58,3 = 40279 \text{ кДж/кмоль}$$

Тогда по уравнению, написанному выше

$$V_R = -\frac{1629 \cdot 10^3 (31(26052 - 21327))}{40279 - 24327} = 95 \text{ кмоль на 100 кмоль сырья}$$

Раньше было найдено количество парового орошения на верху отгонной части $V_{\pi} = 92,8$ кмоль на 100 кмоль сырья. Как видно, количество паров к низу отгонной части возрастает незначительно. Тем не менее, рассчитывая выше число теоретических тарелок в отгонной части при постоянном паровом числе $s = 1,464$, мы получили его с небольшим запасом, который обеспечивает некоторый резерв разделительной способности колонны.

12. Основные размеры колонны

Диаметр колонны. Внутренний диаметр колонны определяется по формуле

$$D_B = \sqrt{\frac{4V_{\text{сек}}}{\pi w}}$$

где $V_{\text{сек}}$ — наибольший секундный объем паров, проходящих через сечение колонны, w — допускаемая скорость паров в полном (свободном) сечении колонны.

Определим $V_{\text{сек}}$. Из предыдущих расчетов известны количества паров в следующих сечениях колонны: наверху (под верхней укрепляющей тарелкой)

$$V_2 = g_1 + D = 95 + 36,6 = 131,6 \text{ кмоль на 100 кмоль сырья}$$

под нижней укрепляющей тарелкой

$$V_m = 109,8 \text{ кмоль на 100 кмоль сырья}$$

над верхней отгонной тарелкой

$$V_d = 92,8 \text{ кмоль на 100 кмоль сырья}$$

в низу колонны (под нижней отгонной тарелкой)

$$V_R = 95 \text{ кмоль на } 100 \text{ кмоль сырья}$$

Как видно из этих данных, наиболее нагруженным по парам, является верхнее сечение колонны. Найдем объем паров на верху колонны (под первой тарелкой) по формуле

$$V_{\text{сек}} = \frac{22,4 G_B T_2 \cdot 0,1 \cdot 10^6 Z}{3600 \cdot 273 \pi_D}$$

Здесь G_B — часовое количество паров на верху колонны, равное

$$\frac{V_2 G_{\text{час}}}{100 M_{\text{ср}}} = \frac{131,6 \cdot 20\,000}{100 \cdot 55} = 476 \text{ кмоль/ч}$$

где $G_{\text{час}}$ — производительность колонны по сырью, кг/ч, $M_{\text{ср}}$ — средняя молекулярная масса сырья (табл. 1.1).

При определении объема паров ввиду повышенного давления ($\pi_D = 1,43 \cdot 10^6 \text{ Па}$) введен коэффициент сжимаемости Z

Методы расчета Z подробно изложены в литературе [1, с. 14]

Согласно табл. 1.9, пары на верху колонны практически полностью состоят из пропана. Поэтому коэффициент сжимаемости для них можно найти как для паров чистого пропана. Критическая температура пропана $T_{\text{кр}} = 369,8 \text{ К}$, критическое давление пропана $P_{\text{кр}} = 4,21 \cdot 10^6 \text{ Па}$, температура паров (табл. 1.9) $T_2 = 321 \text{ К}$

Приведенная температура пропана

$$T_{\text{пр}} = \frac{T_2}{T_{\text{кр}}} = \frac{321}{369,8} = 0,87$$

Приведенное давление

$$\pi_{\text{пр}} = \frac{\pi_D}{P_{\text{кр}}} = \frac{1,43 \cdot 10^6}{4,21 \cdot 10^6} = 0,34$$

По графику [1, с. 9] находим $Z = 0,77$. Тогда

$$V_{\text{сек}} = \frac{476 \cdot 22,4 \cdot 321 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 0,77}{3600 \cdot 273 \cdot 1,43 \cdot 10^6} = 0,184 \text{ м}^3/\text{с}$$

Если таким же способом рассчитать объемы паров для трех других нижележащих сечений колонны, то они окажутся меньшими, чем $0,184 \text{ м}^3/\text{с}$. Поэтому диаметр колонны будет определяться по верхнему сечению (под первой тарелкой). Принимая для проектируемой колонны тарелки с круглыми колпачками (рис. 1.4), определим допустимую скорость паров в полном (свободном) сечении колонны по формуле

$$u = 0,305 \sqrt{\rho_{\text{ж}} (\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{п}})}$$

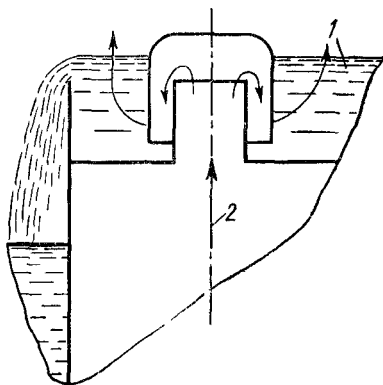


Рис. 1.4. Схема работы колпачковой тарелки

1 — жидкая фаза, 2 — поток паров

где u — массовая скорость паров, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$; $\rho_{\text{п}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — плотности паров и жидкости на вершх колонны (в расчетном сечении), $\text{кг}/\text{м}^3$; c — коэффициент, зависящий от расстояния между тарелками и определяемый по графику [6, с. 638].

Имея в виду, что дистиллят колонны практически полностью состоит из пропана, по табл. [7, с. 175] найдем плотности его в жидком и парообразном состоянии при температуре и давлении на вершх колонны:

$$\rho_{\text{п}} = 0,0339 \text{ г}/\text{см}^3 = 34 \text{ кг}/\text{м}^3$$

$$\rho_{\text{ж}} = 0,460 \text{ г}/\text{см}^3 = 460 \text{ кг}/\text{м}^3$$

Принимая расстояние между тарелками колонны $h_{\text{т}} = 400$ мм, по графику [6, с. 638] найдем значение коэффициента $c = 540$.

Подставляя найденные величины в формулу, получим:

$$u = 0,305c \sqrt{34(460 - 34)} = 197 \cdot 10^2 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$$

Линейная скорость паров определяется так:

$$w = \frac{u}{\rho_{\text{п}} \cdot 3600} = \frac{197 \cdot 10^2}{34 \cdot 3600} = 0,161 \text{ м}/\text{с}$$

Тогда внутренний диаметр колонны будет равен:

$$D_{\text{в}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,184}{3,14 \cdot 0,161}} = 1,2 \text{ м}$$

Рис. 1.5. Схема для расчета рабочей высоты колонны.

Принимаем полученный расчетом диаметр $D_{\text{в}} = 1200$ мм.

Высота колонны. Основываясь на литературных данных [3, с. 630—633], выбираем средний к. п. д. колпачковой тарелки $\eta = 0,5$.

Выше расчетом от «тарелки к тарелке» было найдено число теоретических тарелок в укрепляющей части $N_{\text{т}}^y = 8$. Следовательно, число практических тарелок в этой части тарелок будет:

$$N_{\text{п}}^y = \frac{N_{\text{т}}^y}{\eta} = \frac{8}{0,5} = 16$$

Для отгонной части число теоретических тарелок было определено равным $N_{\text{т}}^o = 7$. Следовательно, число практических тарелок в этой части колонны будет равно:

$$N_{\text{п}}^o = \frac{N_{\text{т}}^o}{\eta} = \frac{7}{0,5} = 14$$

Всего практических тарелок в колонне:

$$N_{\text{п}} = N_{\text{п}}^y + N_{\text{п}}^o = 16 + 14 = 30$$

Холодное (острое) орошение подается на первую (верхнюю) укрепляющую тарелку. Паровое орошение из кипятильника (испарителя) колонны подается под ее нижнюю отгонную тарелку. Поэтому на основании практических данных приемом расстояние между верхним днищем колонны и ее верхней укрепляющей тарелкой $h_D = 1,0$ м (рис. 1.5), высоту питательной секции (расстояние между нижней укрепляющей и верхней отгонной тарелками) $h_G = 1,2$ м и расстояние между нижним днищем и нижней отгонной тарелкой $h_R = 1,5$ м.

Тогда рабочая высота колонны:

$$H_p = h_D + (N_p^y - 1) h_r + h_G + (N_p^o - 1) h_r + h_R = \\ = 1,0 + (16 - 1) \cdot 0,40 + 1,2 + (14 - 1) \cdot 0,40 + 1,5 = 14,9 \text{ м}$$

Диаметры основных штуцеров колонны рассчитываются по обычным формулам гидравлики с последующим принятием их согласно существующим нормам.

Гидравлический расчет тарелки здесь не дается ввиду того, что он подробно рассматривается в ряде литературных источников [8, с. 321; 9, с. 223; 10, с. 169].

ОТГОННАЯ РЕКТИФИКАЦИОННАЯ КОЛОННА

Рассчитать отпарную рафинатную колонну установки очистки масел парными растворителями при следующих исходных данных: производительность колонны по сырью (смесь рафината и растворителя) $G = 50\,000$ кг/ч; содержание растворителя в сырье $c_1 = 2$ масс.%; состав растворителя — 50 масс.% фенола и 50 масс.% крезола; плотность рафината при температуре 293 К равна $\rho_{293} = 880$ кг/м³; молекулярные массы — рафината $M_2 = 620$, растворителя $M_1 = 100$; давление в колонне $\pi = 101,3 \cdot 10^3$ Па; содержание растворителя в нижнем продукте (остатке) колонны $x_R = 0,005$ масс.%; расход перегретого водяного пара $Z = 2$ масс.% на сырье.

Заданная для расчета отгонная ректификационная колонна предназначена для выделения растворителя из практически нелетучего остатка, в основном состоящего из масла (рафината). В технологии нефти такие колонны называются отпарными.

Процесс ректификации в колонне протекает в присутствии перегретого водяного пара. Ввиду того что исходное сырье (растворитель + масло) представляет собой бинарную систему, состоящую из летучего растворителя (низкокипящий компонент) и практически нелетучего масла (высококипящий компонент), можно считать, что по всей высоте колонны паровой поток будет состоять только из паров растворителя и водяного пара. При расчете колонны необходимо определить для всех ее межтарелочных отделений элементы ректификации — составы, количества, температуры и энтальпии паровых и жидких потоков, чтобы установить, какое число тарелок необходимо при заданных условиях разделения.

Определение элементов ректификации в отгонной колонне проводим аналитическим методом «от тарелки к тарелке» путем использования уравнения материального и теплового балансов, уравнения изотермы жидкой фазы бинарного раствора и уравнения Авогадро — Дальтона.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА КОЛОННЫ

1. По заданным производительности, составам сырья и нижнего продукта колонны определяют количества дистиллята и остатка, имея в виду, что дистиллят будет представлять собой чистый растворитель

2. Определяют элементы ректификации во всех межтарелочных отделениях колонны. Расчеты ведутся для каждого межтарелочного отделения по следующей схеме:

а) из уравнения Авогадро — Дальтона находят количество паров растворителя, предварительно определив их парциальное давление и парциальное давление водяного пара;

б) из уравнения материального баланса объема колонны, заключенного между низом ее и рассматриваемым межтарелочным уровнем, находят количество и состав флегмы;

в) из уравнения теплового баланса того же объема колонны определяют энтальпию флегмы, а по энтальпии — ее температуру;

г) определение элементов ректификации прекращается на межтарелочном отделении, в котором количество паров растворителя окажется больше количества дистиллята. Последнее означает, что тарелка, которую покидает это количество паров является нереальной (лишней) и верхней тарелкой колонны должна считаться предыдущая.

3. По уравнению материального баланса однократного испарения, зная содержание растворителя в сырье и флегме, стекающей на верхнюю тарелку колонны, находят массовую долю отгона сырья в питательной секции (эвапорационном пространстве).

4. Из уравнения теплового баланса всего объема колонны определяют энтальпию подаваемого в нее сырья и по энтальпии — его температуру.

5. Определяют диаметр и высоту колонны. Для этого предварительно задаются конструкцией (типом) тарелки и расстоянием между тарелками, а затем рассчитывают допустимую скорость паров в наиболее нагруженном ими верхнем сечении колонны. Диаметр колонны, найденный по паровой нагрузке, должен быть проверен по жидкостной нагрузке, так как количество остатка колонны велико по сравнению с количеством дистиллята и водяного пара.

РАСЧЕТ

1. Количество верхнего и нижнего продуктов колонны

Из уравнения материального баланса колонны находим количество D верхнего продукта, который представляет собой чистый

растворитель, так как рафинат практически нелетуч:

$$D = \frac{c_1 - x_R}{y_D - x_R} G = \frac{0,02 - 0,00005}{1 - 0,00005} \cdot 50\,000 = 1000 \text{ кг/ч}$$

где $c_1 = 0,02$ — концентрация растворителя в сырье в массовых долях; $x_R = 0,00005$ — то же в остатке; $y_D \approx 1$ — то же в дистилляте.

Количество нижнего продукта колонны (рафината):

$$R = G - D = 50\,000 - 1000 = 49\,000 \text{ кг/ч}$$

2. Определение элементов ректификации

Первое межтарелочное отделение (рис. 1.6). Количество паров растворителя V_R , отгоняющихся из флегмы стекающей в низ колонны, находим из уравнения Авогадро — Дальтона

$$\frac{L}{V_R} = \frac{p_z \cdot 18}{p_{12} M_1}$$

откуда

$$V_R = \frac{Z p_{12} M_1}{p_z \cdot 18}$$

где p_{12} — парциальное давление паров остатка, состоящего из весьма малого количества растворителя (первый, низкокипящий компонент) и рафината (второй, высококипящий компонент); p_z — парциальное давление водяного пара в низу колонны.

Расход водяного пара на отгонку растворителя:

$$Z = 0,02 G = 0,02 \cdot 50\,000 = 1000 \text{ кг/ч}$$

На основе промышленных данных принимаем температуру в низу колонны $T_R = 548 \text{ К}$ и находим парциальное давление паров остатка в низу колонны по уравнению изотермы жидкой фазы:

$$p_{12} = P_1 x'_R + P_2 (1 - x'_R)$$

где P_1, P_2 — давления насыщенных паров соответственно растворителя и рафината при $T_R = 548 \text{ К}$; x'_R — мольная доля растворителя в остатке.

Так как рафинат практически нелетуч, то $P_2 \approx 0$, и следовательно:

$$p_{12} = P_1 x'_R$$

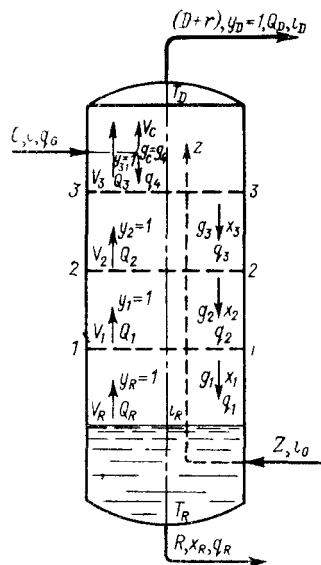


Рис. 1.6 Расчетная схема отгонной колонны.

Чтобы создать некоторый запас разделительной способности колонны, примем давление насыщенного пара растворителя равным давлению насыщенного пара наиболее тяжелого компонента — крезола. По таблице [11, с. 121] давление насыщенного пара крезола при 548,38 К составляет $P_1 = 5,2 \cdot 98,1 = 510,1 \text{ кН/м}^2 = 510,1 \cdot 10^3 \text{ Па}$. *29946*

Пересчитаем состав остатка из массовых долей в мольные:

$$x'_R = \frac{x_R M_R}{M_1}$$

где $M_1 = 100$ — молекулярная масса растворителя; M_R — молекулярная масса остатка, равная

$$M_R = \frac{1}{\frac{x_R}{M_1} + \frac{1 - x_R}{M_2}}$$

Ввиду того что x_R — величина очень малая, $M_R \approx M_2$, следовательно

$$x'_R = \frac{x_R M_2}{M_1} = \frac{0,00005 \cdot 620}{100} = 0,00031$$

Тогда

$$p_{12} = P_1 x'_R = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,00031 = 0,16 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Парциальное давление водяного пара:

$$p_z = \pi - p_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 0,16 \cdot 10^3 = 101,14 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Подставив числовые значения в уравнение Авогадро — Дальтона, получим: *1013966*

$$V_R = \frac{1000 \cdot 0,16 \cdot 10^3 \cdot 100}{101,14 \cdot 10^3 \cdot 18} = 8,67 \text{ кг/ч}$$

Количество g_1 флегмы, стекающей с нижней тарелки (см. рис. 1.6), найдем из уравнения материального баланса объема колонны, заключенного между ее низом и первым межтарелочным отделением (под первой тарелкой):

$$g_1 = V_R + R = 8,67 + 49000 = 49008,67 \text{ кг/ч}$$

Состав x_1 этой флегмы определим из уравнения концентраций для того же сечения колонны:

$$g_1 x_1 = V_R y_R + R x_R$$

откуда

$$x_1 = \frac{V_R y_R + R x_R}{g_1} = \frac{8,67 \cdot 1 + 49000 \cdot 0,00005}{49008,67} = 0,00023$$

Здесь $y_R \approx 1$, так как в любом сечении колонны пары состоят только из растворителя, а рафинат практически нелетуч.

Мольный состав флегмы:

$$x'_1 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_R} \left(\frac{1}{x_1} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00023} - 1 \right)} = 0,00145$$

Теперь определим энтальпию и температуру флегмы.

Энтальпию флегмы найдем из уравнения теплового баланса объема колонны, заключенного между ее низом и первым межтарелочным отделением (см. рис. 1.6):

$$g_1 q_1 + Z i_0 = V_R Q_R + Z i_R + R q_R$$

откуда

$$q_1 = \frac{V_R Q_R + Z (i_R - i_0) + R q_R}{g_1}$$

где Q_R — энтальпия паров растворителя при $T_R = 548$ К, кДж/кг; q_R — энтальпия остатка при $T_R = 548$ К, кДж/кг; i_R — энтальпия водяного пара при $T_R = 548$ К, кДж/кг, i_0 — энтальпия водяного пара при его подаче в колонну (принята равной i_R).

Энтальпию Q_R паров растворителя определим как величину, среднюю между энтальпиями паров фенола и крезол, пользуясь таблицами [11, с. 94—124]. Энтальпию q_R остатка находим по таблицам (Приложение 2), считая его за чистый рафинат. Энтальпию перегретого водяного пара находим по таблицам [12] или другому источнику.

Получим:

$$Q_R = 990 \text{ кДж/кг}; \quad q_R = 628 \text{ кДж/кг}; \quad i_0 = i_R = 3030 \text{ кДж/кг}$$

После подстановки в уравнение числовых значений величин найдем:

$$q_1 = \frac{8,67 \cdot 990 + 1000 (3030 - 3030) + 49\,000 \cdot 628}{49008,67} = 628 \text{ кДж/кг}$$

Ввиду малого содержания во флегме g_1 растворителя ($x_1 = 0,00023$) можно без заметной погрешности считать ее чистым рафинатом. Энтальпии флегмы $q_1 = 628$ кДж/кг соответствует температура $T_1 = T_R = 548$ К. Такое совпадение температур объясняется только тем, что в низу колонны из 49008,67 кг флегмы испаряется всего 8,67 кг растворителя, что практически не влияет на температуры потоков g_1 и R .

Таким образом, для первого межтарелочного отделения определены все элементы ректификации и можно перейти ко второму межтарелочному отделению.

Второе межтарелочное отделение (между первой и второй тарелками — рис. 1.6). Для всех последующих отделений расчет проводим по той же схеме, как и для первого межтарелочного отделения.

Парциальное давление паров растворителя, покидающих первую (нижнюю) тарелку:

$$p_{12} = P_1 x'_1 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,00145 = 0,74 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

где $P_1 = 510,1 \cdot 10^3$ Па — давление насыщенного пара крезол при температуре на первой тарелке $T_1 = 548$ К.

Парциальное давление водяного пара:

$$p_Z = \pi - p_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 0,74 \cdot 10^3 = 100,56 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Количество парового потока — паров растворителя, поднимающихся с первой тарелки, по уравнению Авогадро — Дальтона:

$$V_1 = \frac{Z p_{12} M_1}{p_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 0,74 \cdot 10^3 \cdot 100}{100,56 \cdot 10^3 \cdot 18} = 41,1 \text{ кг/ч}$$

Количество флегмы, стекающей со второй гарелки на первую:

$$g_2 = V_1 + R = 41,1 + 49\,000 = 49\,041,1 \text{ кг/ч}$$

Состав этой флегмы в массовых долях:

$$x_2 = \frac{V_1 y_1 + R x_R}{g_2} = \frac{41,1 \cdot 1 + 49\,000 \cdot 0,00005}{49\,041,4} = 0,00089$$

где $y_1 \approx 1$, так как пары состоят практически только из растворителя.

Состав флегмы в мольных долях:

$$x'_2 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{x_2} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00089} - 1 \right)} = 0,0053$$

Энтальпия флегмы:

$$q_2 = \frac{V_1 Q_1 - Z(i_2 - i_0) + R q_0}{g_2} = \frac{41,1 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 4900 \cdot 628}{49\,041,1} = 628 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпии отдельных потоков остались теми же, что и в первом межтарелочном отделении потому, что $T_1 = T_R = 548 \text{ К}$. Ввиду малого содержания во флегме g_2 растворителя ($x_2 = 0,00089$), можно без заметной погрешности считать ее чистым рафинатом. Поэтому, ее энтальпии $q_2 = 628 \text{ кДж/кг}$ будет по-прежнему отвечать температура $T_2 = T_1 = T_R = 548 \text{ К}$. Как видно, и на второй тарелке температура осталась прежней. Объяснение этому было дано выше.

Третье межтарелочное отделение (между второй и третьей тарелками — рис. 1.6)

$$p_{12} = P_1 x'_2 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0053 = 2,7 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

$$p_z = p - p_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 2,7 \cdot 10^3 = 98,6 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

$$V_2 = \frac{Z p_{12} M_1}{p_z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 2,7 \cdot 10^3 \cdot 100}{98,6 \cdot 10^3 \cdot 18} = 152 \text{ кг/ч}$$

$$g_3 = V_2 + R = 152 + 49\,000 = 49\,152 \text{ кг/ч}$$

$$x_3 = \frac{V_2 y_2 + R x_R}{g_3} = \frac{152 \cdot 1 + 49\,000 \cdot 0,00005}{49\,152} = 0,00315$$

$$x'_3 = \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{x_3} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,00315} - 1 \right)} = 0,0192$$

$$q = \frac{V_2 Q_2 + Z(i_2 - i_0) + R q_R}{g_3} = \frac{152 \cdot 990 + 1000(3030 - 3030) + 49\,000 \cdot 628}{49\,152} = 628 \text{ кДж/кг}$$

По причине, изложенной выше, температура флегмы g_3 остается неизменной:

$$T = T_1 = T_2 = T_3 = T_4 = 548 \text{ К}$$

Четвертое межтарелочное отделение (между третьей и четвертой тарелками). На рис. 1.6 четвертая тарелка не показана по причине, которая объясняется ниже. Имеем:

$$\begin{aligned} p_{12} &= P_1 x'_3 = 510,1 \cdot 10^3 \cdot 0,0192 = 9,8 \cdot 10^3 \text{ Па} \\ p_Z &= \pi - p_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 9,8 \cdot 10^3 = 91,5 \cdot 10^3 \text{ Па} \\ V_3 &= \frac{Z p_{12} M_1}{p_Z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 9,8 \cdot 10^3 \cdot 100}{91,5 \cdot 10^3 \cdot 18} = 600 \text{ кг/ч} \\ g_4 &= V_3 + R = 600 + 49\,000 = 49\,600 \text{ кг/ч} \\ x_1 &= \frac{V_3 y_3 + R x_R}{g_4} = \frac{600 \cdot 1 + 49\,000 \cdot 0,00005}{49\,600} = 0,0122 \\ x'_4 &= \frac{1}{1 + \frac{M_1}{M_2} \left(\frac{1}{x_1} - 1 \right)} = \frac{1}{1 + \frac{100}{620} \left(\frac{1}{0,0122} - 1 \right)} = 0,071 \\ q_4 &= \frac{V_3 Q_3 + Z (t_3 - t_0) + R q_R}{g_4} = \\ &= \frac{600 \cdot 990 + 1000 (3030 - 3030) + 4900 \cdot 628}{49\,600} = 633 \text{ кДж/кг} \end{aligned}$$

Ввиду незначительного содержания растворителя во флегме ($x_4 = 0,0122$), последнюю по-прежнему можно считать чистым рафинатом. Этой энтальпии $q_4 = 633$ кДж/кг соответствует температура $T_4 = 550,5$ К, которая определяется по таблице (Приложение 2).

Пятое межтарелочное отделение (между четвертой и пятой тарелками, не показанными на рис. 1.6). Давление насыщенных паров растворителя при $T_4 = 550,5$ К составляет $P_1 = 534,6 \cdot 10^3$ Па. Кроме того

$$\begin{aligned} p_{12} &= P_1 x'_4 = 534,6 \cdot 10^3 \cdot 0,071 = 38 \cdot 10^3 \text{ Па} \\ p_Z &= \pi - p_{12} = 101,3 \cdot 10^3 - 38 \cdot 10^3 = 63,3 \cdot 10^3 \text{ Па} \\ V_4 &= \frac{Z p_{12} M_1}{p_Z \cdot 18} = \frac{1000 \cdot 38 \cdot 10^3 \cdot 100}{63,3 \cdot 10^3 \cdot 18} = 3330 \text{ кг/ч} \\ g_5 &= V_4 + R = 3330 + 49\,000 = 52\,330 \text{ кг/ч} \end{aligned}$$

Проанализируем полученные данные

Количество паров растворителя $V_4 = 3330$ кг/ч значительно превосходит его количество, содержащееся в сырье (1000 кг/ч), подаваемом в колонну. Этого быть не может, так как ни в какие другие точки колонны растворитель извне не подается.

Количество флегмы $g_5 = 52\,330$ кг/ч, стекающей на четвертую тарелку, превосходит количество сырья $G = 50\,000$ кг/ч, подаваемого в колонну. Этого также быть не может, так как на верх колонны никакого орошения не подается.

Поэтому при выбранном расходе водяного пара, принятой температуре низа колонны и заданном содержании растворителя в остатке для отгонки растворителя необходимы три теоретические тарелки

Тогда с верхней (третьей) тарелки в питательную секцию колонны будет поступать $V_3 = 600$ кг/ч паров растворителя, а на эту тарелку из питательной секции будут поступать $g_4 = 49\,600$ кг/ч флегмы с содержанием растворителя $x_4 = 0,0122$. При этом температура в питательной секции, а следовательно, и на верху колонны будет равна $T_D = T_4 = 550,5$ К, как это определено в расчете четвертого межтарелочного отделения.

3. Доля отгона сырья в питательной секции колонны

Зная составы сырья и его равновесных паровой и жидкой фаз при $T_D = T_4 = 550,5$ К, находим массовую долю отгона по уравнению:

$$e = \frac{c_1 - x_G}{y_G - x_G}$$

где $c_1 = 0,02$ — массовая доля растворителя в сырье; $x_G = x_4 = 0,0122$ — массовая доля растворителя в жидкой фазе сырья; $y_G = 1$ — массовая доля растворителя в паровой фазе сырья (отгоне).

Подставив числовые значения получим:

$$e = \frac{0,02 - 0,0122}{1 - 0,0122} = 0,0079$$

Количество растворителя, отгоняющегося от сырья в питательной секции:

$$V_c = eG = 0,0079 \cdot 50\,000 = 395 \text{ кг/ч}$$

Тогда количество жидкой фазы сырья, поступающей из питательной секции на верхнюю (третью) тарелку:

$$g_c = G - V_c = 50\,000 - 395 = 49\,605 \text{ кг/ч}$$

Оно почти равно количеству флегмы g_4 . Незначительная разница между g_c и g_4 объясняется тем, что с самого начала расчета мы пренебрегли очень малым содержанием растворителя в остатке.

4. Энтальпия и температура сырья на входе в колонну

Энтальпия подаваемого в колонну сырья определяется из уравнения теплового баланса всей колонны:

$$Gq_G + Zi_0 = DQ_D + Rq_R + Zi_D$$

где q_G — искомая энтальпия сырья, кДж/кг; Q_D — энтальпия пара верхнего продукта колонны — растворителя при $T_D = 550,5$ К,

кДж/кг, i_D — энтальпия перегретого водяного пара при $T_D = 550,5$ К.

Ввиду очень малой разницы между i_D и i_0 , будем считать $i_D \approx i_0$. Тогда

$$q_G = \frac{DQ_D + Rq_R}{G} = \frac{1000 \cdot 991 + 49\,000 \cdot 628}{50\,000} = 633 \text{ кДж/кг}$$

По энтальпии сырья определим его температуру, считая сырье, ввиду незначительного содержания в нем растворителя, чистым рафинатом. Найдем, что температура сырья на входе в колонну должна быть равна $T_c = T_D = 550,5$ К. Это объясняется тем, что в питательной секции от сырья отгоняется незначительная доля ($e = 0,0079$).

5. Диаметр колонны

Для расчета диаметра колонны воспользуемся формулой:

$$D_B = \sqrt{\frac{4(D+Z)}{\pi u}}$$

где D_B — внутренний диаметр колонны, м; D — количество верхнего продукта, кг/ч; Z — количество водяного пара, кг/ч; u — допустимая скорость паров в полном (свободном) сечении колонны, кг/(м²·ч).

В связи с тем что жидкостная нагрузка оказывает относительно меньшее влияние на работу колонны, чем паровая, допустимую скорость паров определим по формуле Саудерса и Брауна. Устанавливаем тарелки с круглыми колпачками. Расстояние между тарелками $h_T = 400$ мм.

Найдем допустимую скорость паров:

$$u = 0,305c \sqrt{\rho_{\pi}(\rho_{\pi} - \rho_{\pi})}$$

где $c = 450$ — коэффициент, определяемый по графику [6, с. 639]; ρ_{π} и ρ_{π} — плотность соответственно паров и жидкости для расчетного сечения колонны, кг/м³.

Расчетным сечением в колонне будет ее верхнее сечение, так как через него проходит в единицу времени наибольший объем паров. Температура в этом сечении $T_D = 550,5$ К. Определим предварительно среднюю молекулярную массу паров на верху колонны, зная, что в течение 1 ч через это сечение проходит 1000 кг растворителя, содержащего 50 масс.% фенола и 50 масс.% крезола, и 1000 кг водяного пара.

Получим:

$$M = \frac{D+Z}{\frac{0,5D}{M_{\phi}} + \frac{0,5D}{M_{\kappa}} + \frac{Z}{18}} = \frac{1000 + 1000}{\frac{500}{94} + \frac{500}{108} + \frac{1000}{18}} = 30,5$$

где $M_{\phi} = 94$ — молекулярная масса фенола; $M_{\kappa} = 108$ — молекулярная масса крезола

Плотность паров при давлении в колонне $p = 101,3 \cdot 10^3$ Па и температуре $T_D = 550,5$ К определится по формуле.

$$\rho_u = \frac{M \cdot 273}{22,4 T_D} = \frac{30,5 \cdot 273}{22,4 \cdot 550,5} = 0,665 \text{ кг/м}^3$$

Плотность рафината при 550,5 К равна $\rho_{ж} = 720$ кг/м³. Тогда

$$u = 0,305 \cdot 450 \sqrt{0,665(720 - 0,665)} = 3000 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}$$

Диаметр колонны.

$$D_B = \sqrt{\frac{4(1000 + 1000)}{3,14 \cdot 3000}} = 0,93 \text{ м}$$

Выбираем в соответствии с существующими нормами $D_B = 1 \text{ м} = 1000 \text{ мм}$. Проверим полученный диаметр колонны по жидкостной нагрузке. Примем для тарелки сегментную сливную перегородку. Определим величину подпора слива h_{c1} (рис. 14) над сливной перегородкой по формуле [5, с. 209].

$$h_{c1} = 0,00284 k_1 \left(\frac{V}{L_{cl}} \right)^{2/3}$$

где k_1 — безразмерный коэффициент, учитывающий изменение скорости и сужение потока жидкости в результате сжатия его стенками при подходе к сливной перегородке, — определяется из рис. 79 [5, с. 210]; V — объем жидкости, перетекающей с тарелки на тарелку, м³/ч. L_{cl} — длина сливной перегородки, равная $(0,75 + 0,8) D_B$.

В нашем случае:

$$V = \frac{G_c}{\rho_{ж}} = \frac{49605}{720} = 68,9 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Примем:

$$L_{cl} = 0,8 D_B = 0,8 \cdot 1 = 0,8 \text{ м.}$$

Величина $k_1 = 1,17$ при $\frac{L_{c1}}{D_B} = 0,8$.

Подставляя числовые значения в формулу, найдем:

$$h_{c1} = 0,00284 \cdot 1,17 \left(\frac{68,9}{0,8} \right)^{2/3} = 0,064 \text{ м}$$

Рис. 1.7. Схема для расчета рабочей высоты колонны.

Высота сливной перегородки l_{cl} для колонн, подобных рассчитываемой, может колебаться в пределах 50—75 мм. Примем $l_{cl} = 75$ мм.

Тогда

$$l_{c1} + h_{c1} = 75 + 64 = 139 \text{ мм}$$

Высоту верхней камеры колонны примем равной $h_D = 1,5$ м (рис. 1.7). Величина $(l_{c1} + h_{c1})$ меньше h_D и h_T (рис. 1.7) соответственно в 10,8 и 2,9 раза, что лежит в допустимых пределах.

Следовательно, принятые диаметр колонны и конструкция сливного устройства тарелки обеспечивает нормальную работу отпарной колонны.

6. Высота колонны

Для обеспечения некоторого запаса разделительной способности колонны принимаем к.п.д. тарелки $\eta_T = 0,4$ [3, с. 630—633].

Тогда число практических тарелок в колонне будет:

$$N_p = \frac{N_T}{\eta_T} = \frac{3}{0,4} \approx 8$$

где $N_T = 3$ — число теоретических тарелок.

Высота, занятая тарелками (рис. 1.7):

$$h_o = (N_p - 1) h_T = (8 - 1) \cdot 0,4 = 2,8 \text{ м}$$

Высоту h_R нижней камеры колонны рассчитаем, приняв семи-минутный запас остатка (рафината) и расстояние от свободной поверхности жидкости в низу колонны до нижней тарелки равным 1 м [9, с. 184]:

$$h_R = \frac{R \cdot 7 \cdot 4}{60 \rho_{\text{ж}} \pi D_B^2} + 1 = \frac{49\,000 \cdot 7 \cdot 4}{60 \cdot 720 \cdot 3,14 \cdot 12} + 1 = 2,01 \text{ м}$$

Рабочая высота колонны:

$$H_p = h_D + h_o + h_R = 1,5 + 2,8 + 2,01 = 6,31 \text{ м}$$

Диаметры штуцеров колонны рассчитывают по обычным формулам гидравлики — см., например, [13].

ФРАКЦИОНИРУЮЩИЙ АБСОРБЕР

Рассчитать фракционирующий абсорбер для извлечения пропана и более тяжелых углеводородов из жидкой и газовой фаз питания, состав которых приводится в табл. 1.16.

Таблица 1.16

Номера компо- нентов	Компоненты	Состав жидкой фазы l_{fi} , кмоль/ч	Состав газовой фазы v_{fi} , кмоль/ч
1	CH_4	34,8	322,0
2	C_2H_6	60,0	135,6
3	C_3H_8	147,0	127,8
4	<i>изо</i> - C_4H_{10}	54,0	26,6
5	<i>н</i> - C_4H_{10}	116,8	47,8
6	<i>изо</i> - C_5H_{12}	45,2	9,8
7	<i>н</i> - C_5H_{12}	60,4	11,2
8	C_6H_{14}	63,2	2,8
	Сумма	581,4	683,6

Фракционирующий абсорбер предназначен для возможно более полного извлечения пропана из газожидкого сырья, содержащего значительные количества этана и метана. Конструктивно он представляет собой комбинированный аппарат, состоящий из абсорбционной и десорбционной частей (абсорбера и десорбера), получающих раздельное питание — газовое и жидкое. Газовое питание абсорбера состоит из газового сырья $\sum v_f$, подаваемого извне, и

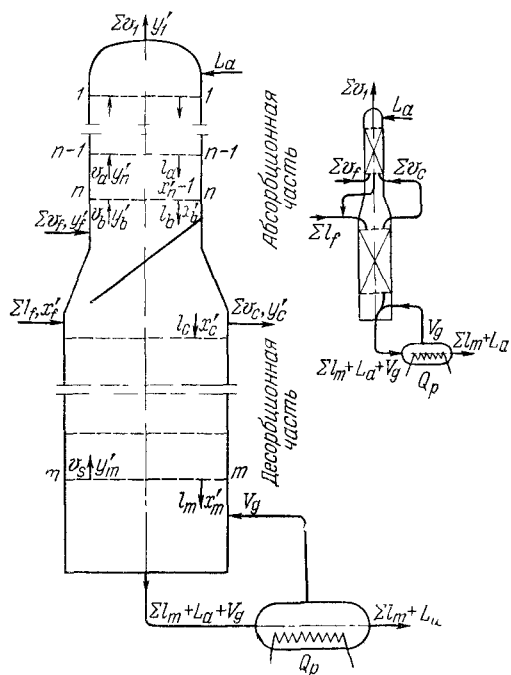


Рис. 1.8. Расчетная схема фракционирующего абсорбера.

большое количество этана, до 90—95% пропана и более тяжелые углеводороды.

Подробное описание работы фракционирующего абсорбера имеется в литературе [14, с. 33].

Фракционирующий абсорбер рассматривается как абсорбционно-десорбционная колонна. В основу его расчета положены уравнение и график Kremsera. Особенности и схема расчета процессов абсорбции многокомпонентных смесей изложены в литературе [5, с. 234—242].

В качестве расчетных температур для абсорбции и десорбции обычно принимают среднеарифметические значения температур верха и низа соответственно абсорбера и десорбера. Для абсорбции многокомпонентной углеводородной смеси эта средняя расчетная температура равна 303—313 К, для десорбции она составляет величину порядка 353—393 К.

продуктов отгонки $\sum v_c$, поступающих в нее из десорбера (рис. 1.8). Жидкое питание десорбера состоит из жидкого сырья $\sum l_f$, подаваемого извне, и насыщенного абсорбента, поступающего из абсорбера. Насыщенный абсорбент состоит из того же абсорбента L_a , подаваемого со стороны на верх абсорбера и поглощенных им в этой части аппарата углеводородов $\sum l_b$. Продуктами разделения во фракционирующем абсорбере являются: уходящий сверху сухой газ $\sum v_1$, включающий весь метан, до 90—95% этана и небольшое количество пропана, и уходящий снизу жидкий остаток $\sum l_m + L_a$, включающий абсорбент, не-

Анализ работы фракционирующего абсорбера показывает, что при значительном количестве десорбируемых компонентов и относительно высокой их температуре может существенно ухудшиться работа абсорбера. При слишком же низкой температуре насыщенного абсорбента приходится подводить большее количество тепла в низ десорбера, что приводит к увеличению эксплуатационных расходов. Для того чтобы уменьшить влияние высокой температуры продуктов десорбции на процесс абсорбции, в качестве расчетной температуры абсорбции принимают температуру низа абсорбера.

Технологическим расчетом аппарата должны быть определены: количества и составы верхнего и нижнего продуктов, количество тощего абсорбента, температуры верха и низа десорбера, тепло кипятильника, точки отбора сорбента для промежуточного охлаждения его, основные размеры (диаметр и высота) абсорбера и десорбера, а также гидравлическое сопротивление тарелок.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ФРАКЦИОНИРУЮЩЕГО АБСОРБЕРА

1. На основании практических данных принимают: давление в аппарате; коэффициент извлечения пропана; содержание этана в нижнем продукте (остатке); число теоретических тарелок в абсорбере и десорбере; температуру низа абсорбера и среднюю температуру в десорбере.

2. Определяют количества пропана и этана в остатке. Сущность этого расчета сводится к подтверждению ранее принятой величины коэффициента извлечения пропана, поэтому вычисления ведутся методом постепенного приближения.

3. Составляют материальные балансы абсорбционной и десорбционной частей колонны по каждому компоненту и потоку.

4. Определяют количество тощего (свежего) абсорбента, подаваемого на верх абсорбера.

5. На основе полученных выше данных и заданного состава питания рассчитывают концентрации компонентов в потоках продуктов абсорбера и десорбера и их молекулярные массы. Состав потока, стекающего с низа десорбера, определяется с учетом количества тощего абсорбента.

6. Определяют температуры верха и низа десорбера: первую — по уравнению изотермы паровой фазы, вторую — по уравнению изотермы жидкой фазы, составы которых рассчитаны выше. Проверяется ранее выбранная средняя температура этой части аппарата. При большом расхождении расчет необходимо повторить, задавшись новым значением средней температуры десорбера.

7. Составляют тепловой баланс абсорбера и определяют количество тепла, которое необходимо отнять от абсорбента путем его промежуточного охлаждения. Для этого предварительно рассчитывается количество тепла, выделяющегося при абсорбции.

8. Составляют тепловой баланс абсорбера и определяют количество тепла, которое необходимо подвести в низ десорбера с целью отгонки абсорбированных легких углеводородов.

9. Определяют число практических тарелок в абсорбере и десорбере.

10. Определяются точки отвода абсорбента по высоте абсорбера для промежуточного охлаждения его. Расчет ведется методом постепенного приближения.

11. Определяют диаметры абсорбера и десорбера. Предварительно рассчитывают массовую скорость паров в наиболее нагруженном ими сечении абсорбера (под его нижней тарелкой). Определяют диаметр десорбера. Предварительно находят массы газа в верхнем и нижнем сечениях десорбера и ведут расчет по наиболее нагруженному из них (чаще нижнему). Все вычисления делаются так же, как и при определении диаметра абсорбера.

12. Определяют рабочую (полезную) высоту аппарата.

13. Проводят гидравлический расчет тарелок, принятых для абсорбера и десорбера.

РАСЧЕТ

1. Принятые для расчета исходные данные (условия разделения)

На основании промышленной практики принимаем следующие исходные данные: давление в аппарате $p = 1,37 \cdot 10^6$ Па (здесь и далее в расчете давление всюду абсолютное); коэффициент извлечения пропана при абсорбции $\varphi_3 = 0,905$; количество этана в жидкости (остатке), уходящей с низа десорбера, не более 3 мол. % от количества пропана в этой же жидкости; число теоретических тарелок в абсорбере $N_a = 10$, в десорбере $N_d = 10$; температура низа абсорбера 316 К; средняя температура в десорбере 366 К; ключевыми компонентами приняты для абсорбции — пропан, для десорбции — этан.

В расчете приняты следующие обозначения: l_{fi} — количество данного углеводорода (i — номер компонента в табл. 1.16) в жидком питании аппарата, кмоль/ч; v_{fi} — то же в газовом питании, кмоль/ч; A_i — фактор абсорбции данного углеводорода; S_i — фактор десорбции данного углеводорода; φ_i — коэффициент извлечения данного углеводорода при абсорбции; φ'_i — то же при десорбции; Z_i — общий коэффициент извлечения данного углеводорода, равный отношению его количества в жидкости, уходящий с низа десорбционной части, к суммарному его количеству в жидкой и паровой фазах питания аппарата; k_i — константа фазового равновесия данного углеводорода при температуре и давлении в низу абсорбера; k'_i — константа фазового равновесия данного углеводорода при средней температуре в десорбере; l_{mi} — количество данного углеводорода, уходящего с жидкостью с низа десорбера, кмоль/ч.

2. Количество пропана и этана в остатке.

Коэффициент извлечения, факторы абсорбции и десорбции

Количество пропана l_{m3} (в кмоль/ч), уходящего с низа десорбера, найдем по формуле:

$$l_{m3} = Z_3 (l_{f3} + v_{f3})$$

где Z_3 — общий коэффициент извлечения пропана (третьего компонента) из жидкого и газового питания аппарата.

Величину общего коэффициента извлечения пропана определяем по формуле [4, с. 172]:

$$Z_3 = \varphi_3 \frac{1 - \delta}{1 - \varphi_3 \delta}$$

где $\varphi_3 = 0,905$ (принято выше); $\delta = \frac{k'_3}{k'_2}$.

Здесь и ниже константы фазового равновесия k определяются по номограмме [2, с. 159]:

$$k'_3 = 2,3 \quad (\text{при } 366 \text{ К и } 1,37 \cdot 10^6 \text{ Па})$$

$$k'_2 = 5,15 \quad (\text{при } 366 \text{ К и } 1,37 \cdot 10^6 \text{ Па})$$

$$\delta = \frac{2,3}{5,15} = 0,446$$

Тогда

$$Z_3 = 0,905 \frac{1 - 0,446}{1 - 0,905 \cdot 0,446} = 0,842$$

Подставив в формулу значения величин, получим:

$$l_{m3} = 0,842 (146 + 127,8) = 231 \text{ кмоль/ч}$$

Присутствие этана в остатке нежелательно, поэтому допустимое его количество l_{m2} находим из условия:

$$l_{m2} \leq 0,03 l_{m3}$$

или

$$l_{m2} = 0,03 \cdot 231 = 6,93 \text{ кмоль/ч}$$

Выше, при принятых условиях абсорбции и десорбции (температура, давление, число теоретических тарелок), была выбрана величина $\varphi_3 = 0,905$; необходимо подтвердить расчетом, что эта величина выбрана правильно.

Коэффициент извлечения пропана при абсорбции φ_3 определим по формуле [15, с. 30]:

$$\varphi_3 = \frac{l_{f3} (1 - \varphi'_3) - l_{m3}}{\varphi'_3 (v_{f3} - l_{m3}) - v_{f3}}$$

где φ'_3 — коэффициент извлечения пропана при десорбции.

Предварительно найдем некоторые величины.

а. При принятом значении коэффициента извлечения пропана при абсорбции $\varphi_3 = 0,905$ и числе теоретических тарелок в абсорбционной части $N_a = 10$, по диаграмме Крессера [13, с. 165] найдем фактор абсорбции пропана: $A_3 = 1$.

б. Из соотношения $A_2 = A_3 \frac{k_3}{k_2}$ найдем фактор абсорбции этана ($k_2 = 3$ и $k_3 = 1,02$ при 316 К и $1,37 \cdot 10^6$ Па):

$$A_2 = 1 \frac{1,02}{3} = 0,34$$

в. По диаграмме Крессера при $N_a = 10$ и $A_2 = 0,34$ определим коэффициент извлечения этана при абсорбции: $\varphi_2 = 0,34$

г. Рассчитаем коэффициент извлечения этана при десорбции по формуле [14, с. 39]:

$$\frac{l_{f2} - l_{m2} + \varphi_2 v_{f2}}{l_{f2} + \varphi_2 (v_{f2} - l_{m2})} = \frac{60 - 6,93 + 0,34 \cdot 135,6}{60 + 0,34(135,6 - 6,93)} = 0,961$$

105,7428

д. По диаграмме Крессера определим фактор десорбции этана S_2 при $N_d = 10$ и $\varphi'_2 = 0,961$. Получим $S_2 = 1,2$.

е. Определим фактор десорбции пропана S_3 из соотношения:

$$S_3 = S_2 \frac{k'_3}{k'_2} = \frac{1,2 \cdot 2,3}{5,15} = 0,536$$

ж. При $S_3 = 0,536$ и $N_d = 10$, найдем по диаграмме Крессера: $\varphi'_3 = 0,536$.

Подставив числовые значения величин, получим:

$$\varphi_3 = \frac{147(1 - 0,536) - 231}{0,536(127,8 - 231) - 127,8} = 0,896$$

-182,452

Найденная величина $\varphi_3 = 0,896$ незначительно отличается от принятой ранее (расхождение составляет примерно 1%).

Проверим величины Z_3 , l_{m3} и l_{m2} по формулам, приведенным в начале расчета, подставив $\varphi_3 = 0,896$, и сравним полученные их значения с вычисленными ранее. Имеем:

$$Z_3 = 0,896 \frac{1 - 0,446}{1 - 0,896 \cdot 0,446} = 0,834$$

Найденная в начале расчета величина $Z_3 = 0,812$ отличается от 0,834 примерно на 1%.

Далее

$$l_{m3} = 0,834(147 + 127,8) = 229,2 \text{ кмоль/ч}$$

Расхождение с найденной ранее величиной $l_{m3} = 231$ кмоль/ч составляет менее 1%.

Кроме того, получается:

$$l_{m2} = 0,03 \cdot 229,2 = 6,88 \text{ кмоль/ч}$$

Расхождение с вычисленным ранее значением составляет менее 1%.

Ввиду незначительного расхождения между ранее принятой величиной $\varphi_3 = 0,905$ и полученной расчетом $\varphi_3 = 0,896$, а также удовлетворительного совпадения соответствующих значений Z_3 , l_{m3} и l_{m2} повторного расчега не делаем. В случае большого расхождения между принятой и рассчитанной величинами φ_3 необходимо весь расчет повторить, выбрав другое значение φ_3 .

В дальнейшем расчете принимаем $\varphi_3 = 0,905$ и соответствующие этому значению все другие величины.

Для определения составов и количеств потоков аппарата необходимо знать коэффициенты извлечения (φ_i при абсорбции и φ'_i при десорбции) каждого углеводорода.

Факторы абсорбции для всех углеводородов питания (кроме пропана и этана) рассчитываем по соотношению:

$$A_i = A_3 \frac{k_3}{k_i} \quad \text{или} \quad A_i = A_2 \frac{k_2}{k_i}$$

где i — номер компонента.

Факторы десорбции определим по соотношению

$$S_i = S_3 \frac{k'_i}{k'_3} \quad \text{или} \quad S_i = S_2 \frac{k'_i}{k'_2}$$

Результаты расчетов A_i и S_i для всех углеводородов сводим в табл. 1.17.

Таблица 1.17

Компоненты	Абсорбция при $T_a = 316$ К и $p = 1,37 \cdot 10^6$ Па			Десорбция при $T_n = 366$ К и $p = 1,37 \cdot 10^6$ Па		
	k_i	A_i	φ_i	k'_i	S_i	φ'_i
CH_4	13,20	0,0775	0,0775	16,80	3,900	1,000
C_2H_6	3,00	0,3400	0,3400	5,15	1,200	0,961
C_3H_8	1,02	1,0000	0,9050	2,30	0,536	0,536
<i>изо</i> - C_4H_{10}	0,50	2,0400	1,0000	1,40	0,325	0,325
<i>н</i> - C_4H_{10}	0,37	2,7000	1,0000	0,95	0,220	0,220
<i>изо</i> - C_5H_{12}	0,16	6,4000	1,0000	0,50	0,116	0,116
<i>н</i> - C_5H_{12}	0,14	7,2900	1,0000	0,42	0,098	0,098
C_6H_{14}	0,05	20,0200	1,0000	0,22	0,051	0,051

Коэффициенты извлечения для всех остальных углеводородов питания, кроме пропана и этана, находим по диаграмме Кремсера: при абсорбции — по известным значениям A_i и $N_a = 10$, а при десорбции — по известным значениям S_i и $N_d = 10$.

Результаты определения φ_i и φ'_i для всех углеводородов питания также помещены в табл. 1.17

3. Материальный баланс абсорбции и десорбции

Количество газа, поступающее под нижнюю тарелку абсорбера, складывается из количеств углеводородного газа питания аппарата и углеводородов, отогнанных в десорбере:

$$v_{bi} = v_{fi} + v_{ci}$$

где v_{bi} — суммарное количество углеводорода, поступающего под нижнюю тарелку абсорбера в газовой фазе, кмоль/ч.

Количество десорбированных углеводородов, определяем по выражению [14, с. 37]:

$$v_{ci} = l_{ci} \Phi'_i$$

где l_{ci} — количество каждого углеводорода в жидкой фазе, поступающей в десорбер, кмоль/ч.

По формуле [15, с. 30]:

$$l_{ci} = \frac{l_{fi} + \Phi_i v_{fi}}{1 - \Phi_i \Phi'_i}$$

Необходимые величины для подстановки в эту формулу помещены в табл. 1.16 и 1.17.

Количество поглощенных абсорбентом углеводородов (в кмоль/ч), покидающих абсорбер в жидкой фазе, определяется по следующему выражению:

$$l_{bi} = v_{bi} \Phi_i$$

Количество каждого углеводорода (в кмоль/ч) в сухом газе, покидающем абсорбционную часть аппарата, находим по формуле:

$$v_{li} = v_{bi} - v_{bi} \Phi_i$$

Количество углеводородов (в кмоль/ч), покидающих десорбер в жидкой фазе, l_{mi} определяем по формуле [14, с. 38], зная для каждого из них величины l_{ci} и Φ'_i

$$l_{mi} = l_{ci} (1 - \Phi'_i)$$

Результаты вычислений по определению материальных балансов абсорбции и десорбции сведены в табл. 1.18.

4. Количество тощего абсорбента

Данные по суммарному количеству газа, поступающего в абсорбер, и поглощенных углеводородов (табл. 1.18) позволяют определить количество тощего абсорбента.

Количество тощего (свежего) абсорбента, подаваемого в абсорбер, определяется с учетом поглощенных углеводородов из следующего выражения [14, с. 32]:

$$A_3 = - \frac{I_a + \sum l_{bi}}{k_3 \sum v_{bi}}$$

Таблица 1,18

Компоненты	$\Phi_i \Phi'_i$	$1 - \Phi_i \Phi'_i$	$\Phi_i v_{fi}$	$l_{fi} + \Phi_i v_{fi}$	$\frac{l_{ci} = l_{fi} + \Phi_i v_{fi}}{1 - \Phi_i \Phi'_i}$	$1 - \Phi'_i$	$l_{mi} = l_{ci} (1 - \Phi'_i)$	$v_{ci} = l_{ci} \Phi'_i$	$v_{bi} = v_{fi} + v_{ci}$	$l_{bi} = v_{bi} \Phi_i$	$\tau_{1i} = v_{bi} - v_{bi} \Phi_i$
CH ₄ . . .	0,0775	0,9225	25,00	59,80	64,70	0,0	0,0	64,70	386,70	30,00	356,70
C ₂ H ₆ . . .	0,3270	0,6730	46,00	106,00	157,50	0,039	6,18	151,32	286,92	97,50	189,42
C ₃ H ₈ . . .	0,4850	0,5150	115,50	262,50	510,00	0,464	236,0	274,00	401,80	364,00	37,80
нзО-C ₁ H ₁₀	0,3250	0,6750	26,60	80,60	119,50	0,675	80,7	38,80	65,40	65,40	0,00
н-С H ₁₀	0,2200	0,7800	47,80	164,60	206,00	0,780	160,5	45,50	93,30	93,30	0,00
нзО-C ₅ H ₁₂	0,1160	0,8840	9,80	55,00	62,10	0,884	54,9	7,20	17,00	17,00	0,00
н-С ₅ H ₁₂ . .	0,0980	0,9020	11,20	71,60	79,20	0,902	71,5	7,70	18,95	18,95	0,00
C ₆ H ₁₄ . . .	0,0510	0,9490	2,80	66,00	69,60	0,949	66,05	3,55	6,35	6,35	0,00
Сумма . .	—	—	—	—	1268,60	—	675,83	592,77	1276,42	692,50	583,92

где L_a — количество тощего абсорбента, кмоль/ч; $\sum l_{bi}$ — суммарное количество поглощенных углеводов в жидкой фазе, кмоль/ч; $\sum v_{bi}$ — суммарное количество газа, поступающего в абсорбер, кмоль/ч.

Тогда

$$L_a = A_3 k_3 \sum v_{bi} - \sum l_{bi} = 1 \cdot 1,02 \cdot 1276,42 - 692,5 = 609 \text{ кмоль/ч}$$

5. Составы и молекулярные массы потоков фракционирующего абсорбера

Мольный состав каждого из потоков фракционирующего абсорбера определяем делением часового количества киломолей данного углеводорода на суммарное часовое количество киломолей всех углеводородов в этом потоке. При этом состав x'_{ni} определяется как отношение l_{ni} к $(l_{ni} + L_a)$. Результаты вычисления состава потоков сведены в табл. 1.19.

Средняя молекулярная масса любого газового потока рассчитывается по формуле:

$$M_y = \sum_1^n y'_i M_i$$

где y'_i — мольная доля i -го компонента в соответствующем газовом потоке (из табл. 1.19).

Например, средняя молекулярная масса газообразного сырья абсорбционной части равна:

$$M_y = 0,304 \cdot 16 + 0,224 \cdot 30 + 0,314 \cdot 44 + 0,0513 \cdot 58 + 0,0734 \cdot 58 + \\ + 0,0134 \cdot 72 + 0,0149 \cdot 72 + 0,0050 \cdot 86 = 35,1$$

Средняя молекулярная масса любого жидкого потока рассчитывается по формуле:

$$M_x = \sum_1^n x'_i M_i$$

где x'_i — мольная доля i -го компонента в жидком потоке (из табл. 1.19).

Так, средняя молекулярная масса поглощенных углеводов равна:

$$M_x = 0,0433 \cdot 16 + 0,1409 \cdot 44 + 0,524 \cdot 44 + 0,0944 \cdot 58 + 0,1347 \cdot 58 + \\ + 0,0245 \cdot 72 + 0,0288 \cdot 72 + 0,0094 \cdot 86 = 45,97$$

Вычисленные средние молекулярные массы потоков сведены в табл. 1.20.

Таблица 1,19

Компоненты	x'_{li}	x'_{ci}	x'_{mi}	x'_{bi}	y'_{li}	y'_{lr}	y'_{ci}	y'_{ri}
CH ₄	0,0599	0,0511	0,0000	0,0433	0,4712	0,6110	0,1099	0,3040
C ₂ H ₆	0,1032	0,1241	0,0048	0,1409	0,1983	0,3243	0,2511	0,2211
C ₃ H ₈	0,2530	0,4020	0,1836	0,5240	0,1870	0,0647	0,4630	0,3140
изо-C ₄ H ₁₀	0,0929	0,0943	0,0628	0,0944	0,0389	0,0000	0,0659	0,0513
н-C ₄ H ₁₀	0,2010	0,1624	0,1252	0,1347	0,0699	0,0000	0,0769	0,0734
изо-C ₅ H ₁₂	0,0777	0,0490	0,0425	0,0245	0,0143	0,0000	0,0122	0,0134
н-C ₅ H ₁₂	0,1040	0,0623	0,0556	0,0288	0,0164	0,0000	0,0130	0,0149
C ₆ H ₁₄	0,1083	0,0548	0,0515	0,0094	0,0040	0,0000	0,0060	0,0050
Абсорбент	—	—	0,4740	—	—	—	—	—
Сумма	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Таблица 1.20

Поток	Обозначение потоков из рис. 1.8	M_y или M_x
Сырой газ (газовая фаза сырья)	$\sum v_{fi}$	30 60
Газовое сырье абсорбционной части	$\sum v_{bi} = \sum v_{fi} + \sum v_{ci}$	35 1
Сухой газ	$\sum v_{li}$	22 31
Тоший абсорбент . .	L_a	120 00 (принято)
Поглощенные углеводороды	$\sum l_{bi}$	45 97
Насыщенный абсорбент покидающей абсорбционную часть	$\sum l_{bi} + L_a$	82 1
Жидкость на верху десорбера	$\sum l_{ci}$	49 59
Десорбированный газ .	$\sum v_{ci}$	40 34
Остаток после десорбции	$\sum l_{mi} = \sum l_{ci} - \sum v_{ci}$	58 10
Жидкость покидающая десорбер	$\sum l_{mi} + L_a$	88 14

6. Температурный режим десорбера

Температуру верха десорбера рассчитываем при помощи уравнения изотермы паровой фазы, покидающей верхнюю десорбционную тарелку

$$\sum \frac{y'_{ci}}{k_i} = 1$$

Значения y'_{ci} см. в табл. 1.19.

Расчет по этому уравнению ведется методом постепенного приближения. Задаем значением температуры верха десорбера и для каждого компонента газового потока, покидающего верхнюю тарелку десорбера, определяем по графику [2, с. 159] константы

Таблица 1.21

Компоненты	y'_{ci} (табл. 1.19)	k'_i при $T_c = 323$ К $p = 1.37 \cdot 10^6$ Па	$x'_{ci} = \frac{y'_{ci}}{k'_i}$
CH_4	0.1090	13,800	0.0079
C_2H_6	0.2540	3.300	0.0769
C_3H_8	0.4630	1.200	0.3870
изо- C_4H_{10}	0.0659	0.572	0.1150
n- C_4H_{10}	0.0769	0.430	0.1830
изо- C_5H_{12}	0.0122	0.190	0.0641
n- C_5H_{12}	0.0130	0.169	0.07800
C_6H_{14}	0.0060	0.066	0.09250
Сумма	1.0000	—	1.0044 $\approx$ 1

фазового равновесия k_i . Результаты расчета представлены в табл. 1.21. Искомая температура $T_c = 323$ К.

Температура низа десорбционной части рассчитывается методом постепенного приближения при помощи уравнения изотермы жидкой фазы, покидающей низ десорбера:

$$\sum x'_{mi} k'_i = 1$$

Значения x'_{mi} см. в табл. 1.19

Методика определения температуры низа десорбера подобна методике определения температуры верха десорбера. В результате расчета, который здесь не приводится, получим $T_m = 400$ К.

Средняя температура в десорбере:

$$T_d = \frac{T_c + T_m}{2} = \frac{323 + 400}{2} = 361,5 \text{ К}$$

Расхождение с принятым в условиях разделения значением средней температуры в десорбционной части 366 К составляет примерно 5%.

7. Тепловой баланс абсорбера

Тепловой баланс абсорбера составляется с целью определения количества тепла Q_o , которое надо отнять от циркулирующего абсорбента для поддержания температуры низа абсорбера, принятой ранее равной 316 К.

Уравнение теплового баланса абсорбера имеет следующий вид:

$$Q_{v_f} + Q_{v_c} + Q_{L_a} = Q_{v_1} + Q_{L_b} + Q'_{L_a} + Q_o$$

где Q — количество тепла соответствующего потока, кВт. Нижний индекс соответствует наименованию потока на схеме (рис. 1.9) и в табл. 1.23.

Величины, входящие в это уравнение, приведены в табл. 1.23. Энтальпии потоков определены по графику [4].

Абсорбция компонентов из газового потока сопровождается выделением тепла Q_a , количественно равного теплоте растворения компонентов в абсорбенте. В технологических расчетах, если нет более точных данных, теплота растворения углеводородов принимается равной их теплоте конденсации. Нетрудно показать, что тепло абсорбции Q_a несколько больше того тепла, которое надо отвести из абсорбера для поддержания в нем желательной температуры.

Пользуясь графиком [16, с. 67], определяем теплоту конденсации отдельных углеводородов, входящих в состав газового

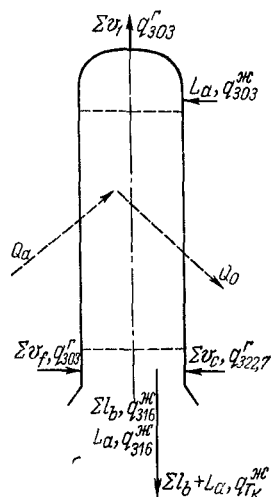


Рис. 1.9. Схема для расчета теплового баланса абсорбционной части фракционирующего абсорбера.

потока при давлении $p = 1,37 \cdot 10^6$ Па и сводим эти величины в табл 1.22

Таблица 1.22

Компоненты	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	$i\text{C}_4\text{H}_{10}$	$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	$i\text{C}_5\text{H}_{12}$	$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	C_6H_{14}
Теплота конденсации кДж/кг	419	362	295	244	257	232	232	204

Таблица 1.23

Обозначение потоков (рис 1.9)	Количество кмоль/ч	Молекулярная масса	Количество, кг/ч	Температура К	Энтальпия, кДж/кг	Обозначение теплового потока	Количество тепла, кВт
Приход							
$\sum v_{fi}$	683,60	30,60	20 920	303 (принято)	503	Q_{v_i}	2 950
$\sum v_{ci}$	592,77	40,34	23 912	323	548	Q_{v_c}	3 650
L_a	609,0	120,00	73 080	303 (принято)	315	Q_{L_a}	6 410
Сумма	1885,37	—	117 912	—	—	—	13 010
Расход							
L_a	609,0	120,00	73 080	316	348	Q'_{L_a}	7 065
$\sum v_{bi}$	583,92	22,31	13 000	303	470	Q_{v_i}	1 700
$\sum l_{bi}$	692,50	45,97	31 835	316	227	Q_{l_b}	2 025
Всего	—	—	—	—	—	—	10 790
По разности с приходом	—	—	—	—	—	Q_o	2 220
Сумма	1885,42	—	117 915	—	—	—	13 010

Средняя молярная теплота конденсации определяется по правилу аддитивности. Зная молярные доли x'_{bi} углеводородов (табл 1.19), перешедших в раствор, и их теплоты конденсации r_i (табл 1.22), найдем среднюю молярную теплоту конденсации по формуле.

$$r'_{mi} = \sum_1^n r_i M_i x'_{bi} =$$

$$= 419 \cdot 16 \cdot 0,0443 + 362 \cdot 30 \cdot 0,1409 + 295 \cdot 44 \cdot 0,524 + 244 \cdot 58 \cdot 0,0944 +$$

$$+ 257 \cdot 58 \cdot 0,1347 + 232 \cdot 72 \cdot 0,0245 + 232 \cdot 72 \cdot 0,0288 + 204 \cdot 86 \cdot 0,0094 =$$

$$= 13 032 \text{ кДж/кмоль}$$

Количество тепла, выделяющегося при абсорбции:

$$Q_a = r'_m \sum l_{bi} = 13\,032 \cdot 692,5 = 9 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 2500 \text{ кВт}$$

Как видно из табл. 1.23, количество тепла, которое надо отвести от абсорбента:

$$Q_o = 13\,010 - 10\,790 = 2220 \text{ кВт}$$

Это количество тепла, как было сказано выше, несколько ниже тепла абсорбции.

8. Тепловой баланс десорбера

Количество тепла Q_d , которое подается в низ десорбера для отгона от абсорбента легких углеводородов, поглощенных им в абсорбере (главным образом метана и этана), определяется из уравнения теплового баланса десорбера.

В нашем случае уравнение запишется так:

$$Q_{l_c} + Q_{L_a} + Q_d = Q_{v_c} + Q_{l_m} + Q'_{L_a}$$

где Q — количество тепла соответствующего потока, кВт. Нижний индекс соответствует обозначению потока на схеме (рис. 1.10) и в табл. 1.24.

Величины, входящие в это уравнение, приведены в табл. 1.24.

Из табл. 1.24 следует:

$$Q_d = 20\,308 - 4160 - 7065 = 9083 \text{ кВт}$$

Тепло $Q_d = 9083 \text{ кВт}$ вносится в десорбер парами, состоящими главным образом из пропана и бутана. Эти пары выделяются из нижнего продукта десорбера, при его частичном испарении ($T_m = 400 \text{ К}$) в кипятильнике.

Примем, что средняя теплота испарения пропана и бутана $r = 276 \text{ кДж/кг}$ (табл. 1.22), и найдем количество паров:

$$V_d = \frac{Q_d}{r} = \frac{9083 \cdot 3600}{276} = 11\,800 \text{ кг/ч}$$

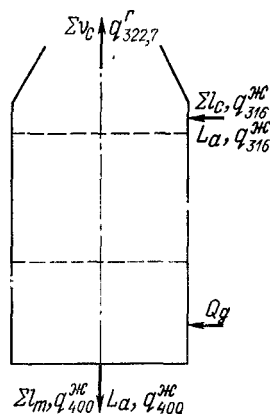


Рис. 1.10. Схема для расчета теплового баланса десорбционной части фракционирующего абсорбера.

Таблица 1.24

Обозначение потоков (рис. 1.10)	Концентрация, кмоль/г	Массовый коэффициент	Концентрация, кг/ч	Температура, К	Энтальпия, кДж/кг	Обозначение теплового потока	Количество тепла, кВт
Приход							
$\sum I_{L_1} \dots$	1268,6	19,59	62 910	316	238	Q_{L_1}	4 160
$L_a \dots$	609,0	120,00	73 080	316	348	Q_{L_a}	7 065
По разности с расходом	—	—	—	—	—	Q_d	9 083
Сумма . . .	1877,6	—	135 990	—	—	—	20 308
Расход							
$\sum v_{L_1} \dots$	592,77	40,34	23 912	323	548	Q_{v_1}	3 640
$\sum I_{L_2} \dots$	675,83	58,1	39 000	400	485	Q_{L_2}	5 260
$L_2 \dots$	609,0	120,00	73 080	400	565	Q_{L_a}	11 408
Сумма . . .	1877,6	—	135 992	—	—	—	20 308

9. Число практических тарелок фракционирующего абсорбера

Число практических тарелок в абсорбционной части определяется по формуле:

$$N_a^p = \frac{N_a}{\eta_a}$$

где N_a — число теоретических тарелок; η_a — к. п. д. практической тарелки абсорбера.

Примем для абсорбера контактные тарелки клапанного типа [17, с. 41]

К. п. д. такой тарелки $\eta_a = 0,5$ [3, с. 630—633] и

$$N_a^p = \frac{10}{0,5} = 20$$

Число практических тарелок в десорбционной части определяем из выражения:

$$N_d^p = \frac{N_d}{\eta_d}$$

где N_d — число теоретических тарелок в десорбере; η_d — к. п. д. тарелки.

Десорбер относительно более нагружен по жидкости, чем абсорбер. Здесь более устойчиво будут работать тарелки из S-образных элементов [18, с. 100], которые мы и будем устанавливать.

Подобный вариант, когда в одном и том же аппарате применяют тарелки различных конструкций, объясняется стремлением

интенсифицировать работу тарелок во всех сечениях колонны. Принимаем к. п. д. тарелок десорбера $\eta_d = 0,5$ [3, с. 630—633]. Тогда

$$N_d^p = \frac{10}{0,5} = 20$$

10. Определение точек отвода абсорбента для промежуточного охлаждения его

Избыточное тепло Q_o , выделяемое в процессе абсорбции, расходуется на нагрев абсорбента и растворенных в нем углеводородов. Если это тепло не будет отводиться, то температура в низу абсорбера T_k окажется выше принятой $T_a = 316$ К. Ее можно определить из уравнения теплового баланса:

$$Q_o = (L_a + \sum l_{bi}) M_x (q_{T_k}^* - q_{316}^*)$$

где M_x — средняя молекулярная масса насыщенного абсорбента, покидающего абсорбционную часть (из табл. 1.20); $q_{T_k}^*$ — энтальпия насыщенного абсорбента при искомой температуре T_k , кДж/кг; q_{316}^* — то же при температуре $T_a = 316$ К.

Тогда

$$q_{T_k}^* = q_{316}^* + \frac{Q_o}{(L_a + \sum l_b) M_x} = 293 + \frac{2220 \cdot 3600}{(609 + 692,5) \cdot 82,1} = 368 \text{ кДж/кг}$$

По графику [4, с. 10] найдем: $T_k = 348$ К.

Тепло Q_o отводится за счет промежуточного охлаждения абсорбента.

Абсорбент необходимо выводить с той очередной i -й, считая сверху, тарелки, на которой его температура T_i станет равной или несколько большей принятой ранее максимальной температуры абсорбции $T_a = 316$ К. Охлажденный от температуры T_i до его начальной температуры $T_n = 303$ К абсорбент возвращается на $(i + 1)$ -ю тарелку и направляется на повторное охлаждение при новом предельном повышении температуры абсорбента. Очевидно, последней ступенью охлаждения должна считаться та, после которой абсорбент, стекающей с нижней, в нашем случае — двадцатой, тарелки абсорбера будет иметь температуру $T_a = 316$ К.

Осуществляемое таким образом ступенчатое охлаждение абсорбента позволяет поддерживать по высоте абсорбера среднюю температуру, близкую к средней температуре абсорбции, равной $\frac{T_a + T_i}{2}$.

Решение поставленной задачи возможно в том случае, если известна закономерность изменения температуры по высоте абсорбера. Однако такая закономерность не установлена из-за отсутствия надежных данных, позволяющих определить степень извлечения отдельных компонентов газовой смеси на каждой контактной ступени абсорбера. Поэтому считаем, что при переходе

газа от тарелки к тарелке снизу вверх количество его уменьшается на одну и ту же величину, характеризующую коэффициентом сокращения количества газового потока.

Из практики известно, что температура газа по высоте абсорбера изменяется незначительно. Поэтому примем температуру газа в абсорбере постоянной и равной 303 К.

Приступая к расчету промежуточного охлаждения абсорбента, нужно знать:

- 1) коэффициент сокращения количества газа по высоте абсорбера при переходе от тарелки к тарелке;
- 2) число молей абсорбента, стекающего с i -й на $(i+1)$ -ю тарелку;
- 3) среднюю молекулярную массу абсорбента на любой i -й тарелке;
- 4) температуру на любой i -й тарелке.

Ниже последовательно рассматривается определение этих величин.

а. Коэффициент сокращения количества газа по высоте абсорбера.

Предполагая, что коэффициент сокращения количества газа при переходе от тарелки к тарелке остается постоянным, по формуле [5, с 239] найдем.

$$\left(\frac{\sum v_1}{\sum v_b} \right)^{1/N_a^p} = \frac{v_i}{v_{i+1}}$$

где $\left(\frac{\sum v_1}{\sum v_b} \right)^{1/N_a^p} = \Gamma_c$ — коэффициент сокращения количества газового потока при переходе от тарелки к тарелке; v_i, v_{i+1} — количества газа, прошедшего $(i+1)$ -ю тарелку и поступившего под i -ю тарелку соответственно.

Получим

$$\Gamma_c = \left(\frac{\sum v_1}{\sum v_b} \right)^{1/N_a^p} = \left(\frac{583,92}{1276,42} \right)^{1/20} = 0,962$$

(числовые значения величин см. табл. 1.18).

б. Количество насыщаемого абсорбента, стекающего с i -й на $(i+1)$ -ю тарелку, рассчитывается, согласно материальному балансу, по выражению:

$$l_i = L_a + (v_{i+1} - v_i)$$

где l_i — количество жидкости, стекающей с i -й и поступающей на $(i+1)$ -ю тарелку, кмоль/ч.

В табл. 1.25 приведен расчет количества жидкости, стекающей с тарелок абсорбера. Например, количество жидкости, стекающей с первой сверху тарелки абсорбера, равно:

$$l_1 = L_a + (v_2 - v_1) = 609 + (606,98 - 583,92) = 632,06 \text{ кмоль/ч}$$

Таблица 1,25

Номера тарелок	$v_{i+1} = \frac{v_1}{F_c}$	$v_{i+1} - v_1$	$l_i = L_a + (v_{i+1} - v_1)$
1	583,92	23,06	632,06
2	606,98	47,03	656,03
3	630,95	71,95	680,95
4	655,87	97,85	706,85
5	681,77	124,78	733,78
6	708,70	152,77	761,77
7	736,69	181,87	790,87
8	765,79	212,11	821,11
9	796,03	243,55	852,55
10	827,47	276,23	885,23
11	860,15	310,20	919,20
12	894,12	345,51	954,51
13	929,43	382,22	991,22
14	966,14	420,41	1029,41
15	1004,33	460,08	1069,08
16	1044,00	501,31	1110,31
17	1085,23	544,17	1153,17
18	1128,09	589,83	1198,83
19	1173,75	636,18	1245,28
20	1220,1	692,50	1301,50

в. Изменение средней молекулярной массы насыщаемого абсорбента по высоте абсорбционной части.

По мере движения абсорбента в низ абсорбера происходит насыщение его поглощаемыми легкими углеводородами и уменьшение средней молекулярной массы всей системы. Зная количество поглощенных углеводородов и считая (для упрощения расчетов), что их средняя молекулярная масса по высоте абсорбера изменяется незначительно, можно вычислить по правилу аддитивности среднюю молекулярную массу насыщенного абсорбента на каждой из всех двадцати тарелок по выражению:

$$M_{ii} = M_a x'_a + M_{п. y} (1 - x'_a)$$

где M_{ii} — средняя молекулярная масса насыщенного абсорбента на i -й тарелке, M_a — средняя молекулярная масса тощего абсорбента; $M_{п. y}$ — средняя молекулярная масса поглощенных углеводородов (из табл. 1.20); x'_a — мольная доля тощего абсорбента L_a в насыщенном ($l_{bi} + L_a$), стекающем с i -й тарелки

Например, средняя молекулярная масса насыщенного абсорбента, стекающего с первой сверху тарелки абсорбера, равна:

$$M_{i1} = 120 \frac{609}{632,06} + 45,97 \frac{632,06 - 609}{632,06} = 117,08$$

То же — со второй тарелки:

$$M_{i2} = 120 \frac{609}{656,03} + 45,97 \frac{656,03 - 609}{656,03} = 114,6$$

Аналогично рассчитаны средние молекулярные массы насыщенного абсорбента на всех последующих тарелках абсорбера. Результаты расчета представлены графически (кривая 1 на рис. 1.11).

г. Температура на тарелках абсорбера.

На основе предположения, что изменение температуры по высоте абсорбера пропорционально сокращению газового потока при переходе от тарелки к тарелке, для определения температуры абсорбента на любой i -й тарелке используем соотношение [5, с. 239]:

$$\frac{T_K - T_i}{T_K - T_H} = \frac{\sum v_b - v_{i+1}}{\sum v_b - \sum v_1}$$

откуда

$$T_i = T_K - (T_K - T_H) \frac{\sum v_b - v_{i+1}}{\sum v_b - \sum v_1}$$

где T_i — искомая температура на i -й тарелке абсорбера, К; T_H — температура абсорбента на входе в абсорбер, К; T_K — температура абсорбента на выходе из абсорбера при отсутствии промежуточного охлаждения, К.

Таким образом

$$\begin{aligned} T_i &= 348 - \\ &- (348 - 303) \frac{1276,42 - v_{i+1}}{1276,42 - 583,92} = \\ &= 348 - 0,065 (1276,42 - v_{i+1}) \end{aligned}$$

Например, температура жидкости, поступающей на первую тарелку:

$$T_0 = 348 - 0,065 (1276,42 - 583,92) = 303 \text{ К}$$

Температура жидкости на первой тарелке:

$$T_1 = 348 - 0,065 (1276,42 - 606,98) = 304,5 \text{ К}$$

Аналогично рассчитаны температуры на второй и последующих тарелках абсорбера и результаты расчета представлены кривой 2 на рис. 1.11. Как видно, на восьмой тарелке температура насыщенного абсорбента $T_8 = 316,8 \text{ К}$.

Если абсорбент вывести при этой температуре и охладить до температуры $T'_8 = 303 \text{ К}$, то количество тепла, снимаемого при этом в промежуточном холодильнике, можно определить по следующему уравнению теплового баланса:

$$Q_1 = l_s M_{l^*} (q_{316,8}^* - q_{303}^*)$$

где Q_I — количество тепла, снимаемого при первом промежуточном охлаждении абсорбента, кДж/ч, l_8 — количество насыщенного абсорбента, выводимого с восьмой тарелки (табл. 1.25), кмоль/ч, M_{18} — средняя молекулярная масса насыщаемого абсорбента на восьмой тарелке (по кривой 1, рис. 1.11)

Получим

$$Q_I = 821,11 - 101(340 - 296) = 3,64 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 1010 \text{ кВт}$$

В результате охлаждения абсорбента температура в низу абсорбера понизится от $T_I = 348 \text{ К}$ до T'_K .

Определим энтальпию абсорбента при новой конечной температуре T'_K по уравнению

$$q_{T'_K}^* = q_{303}^* + \frac{Q_0 - Q_I}{(L_a + \sum l_b) M_x} = 296 + \frac{8 \cdot 10^6 - 3,64 \cdot 10^6}{(609 + 692,5) \cdot 82,1} = 337 \text{ кДж/кг}$$

По графику [4, с. 10] найдем $T'_K = 335 \text{ К}$. Эта температура превышает расчетную $T_a = 316 \text{ К}$. Необходимо в какой-то точке снова охладить абсорбент. Для этого рассчитаем температуры абсорбента на девятой — двадцатой тарелках при T'_K по уравнению

$$T_i = T'_K - (T'_K - T_n) \frac{\sum v_b - v_{i+1}}{\sum v_b - v_i} = 335 - (335 - 303) \frac{1276,42 - v_{i+1}}{1276,42 - 796,03} = 335 - 0,0665(1276,42 - v_{i+1})$$

Например, новая температура жидкости на десятой тарелке:

$$T_{10} = 335 - 0,0665(1276,42 - 860,15) = 307,3 \text{ К}$$

Аналогично рассчитаны температуры на всех последующих тарелках абсорбера и результаты расчета представлены в виде кривой 3 на рис. 1.11

Выведем абсорбент на второе промежуточное охлаждение с четырнадцатой тарелки при температуре $T_{14} = 317 \text{ К}$ и охладим его до температуры $T'_{14} = 303 \text{ К}$.

Тогда

$$Q_{II} = l_{14} M_{14} (q_{317}^* - q_{303}^*) = 1029,41 - 89,5(314 - 285) = 2,67 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 741 \text{ кВт}$$

$$q_{T''_K}^* = q_{303}^* + \frac{Q_0 - Q_I - Q_{II}}{(L_a + \sum l_b) M_x} = \frac{8 \cdot 10^6 - 3,64 \cdot 10^6 - 2,67 \cdot 10^6}{(609 + 692,5) \cdot 82,4} = 300,7 \text{ кДж/кг}$$

По графику [4, с. 10] $T''_K = 317 \text{ К}$

Новые температуры на пятнадцатой — двадцатой тарелках рассчитываются по уравнению

$$T_i = T''_K - (T''_K - T_n) \frac{\sum v_b - v_{i+1}}{\sum v_b - v_i} = 317 - (317 - 303) \frac{1276,42 - v_{i+1}}{1276,42 - 1004,33} = 317 - 0,0515(1276,42 - v_{i+1})$$

Результаты расчета температур по этому уравнению на пятнадцатой — двадцатой тарелках абсорбера представлены в виде кривой 4 на рис. 1.11

Полученная температура низа абсорбера мало отличается от ранее принятой $T_d = 316$ К. Следовательно, в нашем случае двухступенчатое охлаждение абсорбента позволяет поддерживать в низу абсорбера назначенную в начале расчета температуру.

Определения теплообменной поверхности промежуточных холодильников здесь не приводится. В качестве теплообменной поверхности в соответствующих межтарелочных отделениях абсорбера следует применить трубчатые провальные тарелки, которые одновременно будут играть роль добавочных абсорбционных тарелок.

11. Диаметры абсорбера и десорбера

Наиболее нагружено по газу сечение абсорбера под его нижней тарелкой. Диаметр абсорбера (в м) в этом сечении:

$$D_a = \sqrt{\frac{4G_a}{\pi u_a}}$$

где G_a — количество газа, проходящее через рассчитываемое сечение, кг/ч; u_a — массовая скорость газов в сечении абсорбера под нижней тарелкой, кг/(м²·ч).

Величина G_a определяется выражением:

$$G_a = \sum v_{bi} M_y = 1276,42 \cdot 35,1 = 44\,802 \text{ кг/ч}$$

при этом M_y — средняя молекулярная масса газа (табл. 1.20).

Пропускная способность клапанных тарелок на 12—50% выше пропускной способности тарелок с круглыми колпачками. Примем увеличение пропускной способности клапанных тарелок по отношению к колпачковым равным 20%. Тогда скорость газов по уравнению Саудерса и Брауна определится уравнением:

$$u_a = 1,20 \cdot 0,305c \sqrt{\rho_r (\rho_j - \rho_r)}$$

где c — постоянная, зависящая от расстояния между тарелками, — определяется по графику [6, с. 639] как для колпачковых тарелок

Таблица 1.26

Расстояние между тарелками мм	Постоянная c
450	600
500	670
550	720
600	760
650	800
700	830

или по табл. 1.26; $\rho_{\text{г}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — соответственно плотности газов и жидкости в рабочих условиях низа абсорбера ($\pi = 1,37 \cdot 10^6$ Па, $T''_{\text{к}} = 317$ К), кг/м³.

Плотность газа.

$$\rho_{\text{г}} = \frac{M\pi \cdot 273}{22,4T''_{\text{к}}\pi_0} = \frac{35,1 \cdot 1,37 \cdot 10^6 \cdot 273}{22,4 \cdot 317 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 19,1 \text{ кг/м}^3$$

где $\pi_0 = 0,1 \cdot 10^6$ Па — нормальное давление.

Плотность жидкости (насыщенного абсорбента) находим по формуле Крэга.

$$\rho_{288}^{288} = \frac{1,03M_{\text{x}}}{44,29 + M_{\text{x}}} = \frac{1,03 \cdot 82,1}{44,29 + 82,1} = 0,670$$

где M_{x} — молекулярная масса насыщенного абсорбента, стекающего с двадцатой тарелки (табл. 1.20)

В пересчете на температуру $T''_{\text{к}} = 317$ К:

$$\rho_{\text{ж}} = 649,4 \text{ кг/м}^3$$

Приняв расстояние между тарелками $h_{\text{т}} = 500$ мм, по табл. 1.26 определяем коэффициент $c = 670$

Тогда

$$u_{\text{а}} = 1,20 \cdot 0,305 \cdot 670 \sqrt{19,1(649,4 - 19,1)} = 27000 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}$$

$$D_{\text{а}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 44 \cdot 802}{3,14 \cdot 27 \cdot 000}} = 1,52 \text{ м}$$

Согласно, нормальному ряду диаметров по ГОСТ 9617—61 принимаем диаметр абсорбера $D_{\text{а}} = 1,6$ м

Диаметр десорбера, как и абсорбера, определяется по наиболее нагруженному газам сечению. Количество газа в верхнем и нижнем сечении десорбера соответственно равны

$$G_{\text{д}}^{\text{в}} = \sum v_{\text{сг}} M_{\text{б}} = 592,77 \quad 40,34 = 23 \cdot 912 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{д}}^{\text{н}} = V_{\text{д}} = 118 \cdot 000 \text{ кг/ч}$$

Таким образом, диаметр рассчитываем по нижнему сечению десорбера:

$$D_{\text{д}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{д}}}{\pi u_{\text{д}}}}$$

где $u_{\text{д}}$ — массовая скорость газов в сечении под нижней тарелкой десорбера, кг/(м² · ч).

Пропускная способность выбранных нами тарелок на S-образных элементах равна пропускной способности тарелок с круглыми колпачками. Поэтому скорость газов определим по уравнению Саудерса и Брауна, записанному так

$$u_{\text{д}} = 0,305c \sqrt{\rho_{\text{г}}(\rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}})}$$

где $\rho_{\text{г}}$ и $\rho_{\text{ж}}$ — соответственно плотность газа и жидкости в рабочих условиях низа десорбера ($\pi = 1,37 \cdot 10^6$ Па, $T_{\text{м}} = 400$ К), кг/м³.

По содержанию пропана и бутана в остатке десорбера (табл. 1.18) несколько упрощенно определяем среднюю молекулярную массу их смеси, подаваемой в низ десорбера:

$$M_r = \frac{236,0}{477,2} \cdot 44 + \frac{241,2}{477,2} \cdot 58 = 51,3$$

Тогда

$$\rho_r = \frac{M_r \pi \cdot 273}{22,4 T_m \pi v_0} = \frac{51,3 \cdot 1,37 \cdot 10^6 \cdot 273}{22,4 \cdot 400 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 21,8 \text{ кг/м}^3$$

По формуле Крэга находим плотность жидкости, покидающей десорбер:

$$\rho_{288}^{288} = \frac{1,03 M_x}{44,29 + M_x} = \frac{1,03 \cdot 88,14}{44,29 + 88,14} = 0,685$$

где M_x — молекулярная масса жидкости, покидающей десорбер (из табл. 1.20).

В пересчете на температуру $T_m = 400 \text{ K}$ плотность $\rho_{ж} = 579 \text{ кг/м}^3$.

Приняв расстояние между тарелками $h_T = 600 \text{ мм}$ по табл. 1.26, определяем коэффициент $c = 760$. Тогда

$$u_d = 0,305 \cdot 760 \sqrt{21,8(579 - 21,8)} = 25\,800 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{ч)}$$

$$D_d = \sqrt{\frac{4 \cdot 118\,000}{3,14 \cdot 25\,800}} = 2,43 \text{ м}$$

Согласно нормальному ряду диаметров по ГОСТ 9617—61, принимаем диаметр десорбера $D_d = 2,6 \text{ м}$.

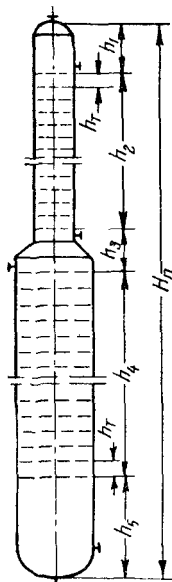


Рис. 1.12. Схема для расчета рабочей высоты фракционирующего абсорбера.

12. Высота аппарата

Полезная высота аппарата (рис. 1.12):

$$H_n = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

где h_1 — высота над верхней абсорбционной тарелкой, м; h_2 — высота, занятая тарелками абсорбера, м; h_3 — расстояние между нижней тарелкой абсорбера и верхней тарелкой десорбера, м; h_4 — высота, занятая тарелками десорбера, м; h_5 — высота нижней части десорбера, м.

Высоту над верхней абсорбционной тарелкой с учетом расположения отбойного устройства примем в три раза большей расстояния между тарелками в абсорбере:

$$h_1 = 3h_T = 3 \cdot 0,5 = 1,5 \text{ м}$$

Высота, занятая абсорбционными тарелками:

$$h_2 = (N_d^v - 1) h_1 = (20 - 1) \cdot 0,5 = 9,5 \text{ м}$$

Примем расстояние между нижней абсорбционной и верхней десорбционной тарелками равным $h_3 = 2$ м.

Высота, занятая десорбционными тарелками:

$$h_4 = (N_d^p - 1) h_T = (20 - 1) \cdot 0,05 = 9,5 \text{ м}$$

Примем высоту нижней части десорбера $h_5 = 3,1$ м.

Тогда

$$H_{II} = 1,5 + 9,5 + 2 + 9,5 + 3,1 = 25,6 \text{ м}$$

13. Элементы конструктивного оформления клапанной тарелки и ее гидравлическое сопротивление

Диаметр контактной клапанной тарелки на 30 мм меньше внутреннего диаметра абсорбера. Тарелка располагается на опорном кольце. Клапанные элементы размещены по вершинам равноугольного треугольника, одно из оснований которого обязательно параллельно линии слива и приема жидкости (рис. 1.13).

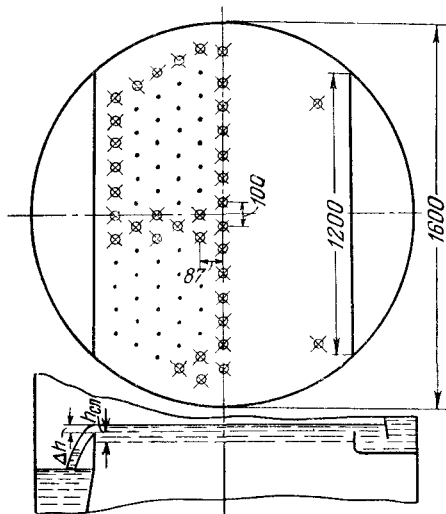


Рис. 1.13. Схема клапанной тарелки.

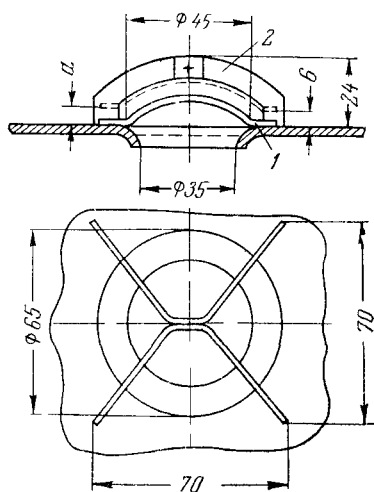


Рис. 1.14. Схема клапанного элемента тарелки:

1 — клапан, 2 — скоба-ограничитель.

Принимаем шаг элементов в одном ряду 100 мм, между рядами 87 мм. Длина линии слива обычно составляет $(0,7 + 0,9) D_a$. В нашем случае диаметр абсорбера $D_a = 1600$ мм. Примем длину линии слива $L_D = 0,75 D_a = 0,75 \cdot 1600 = 1200$ мм.

На такой тарелке можно разместить 144 клапанных элемента. Схема клапанного элемента с указанием размеров приведена на рис. 1.14. Высота сливной перегородки $h_{сл}$ (рис. 1.13), выполняемой в виде вертикальной пластины, составляет от 25 до 50 мм

[3, с 392] Примем $h_{\text{г}} = 37$ мм Гидравлическое сопротивление клапанной тарелки [20, с 114]

$$\Delta P = \Delta P_{\text{с}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{ж}}$$

где $\Delta P_{\text{с}}$ — перепад давления на сухой тарелке, Па, ΔP_{σ} — перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения жидкости, Па, $\Delta P_{\text{ж}}$ — перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления столба жидкости на тарелке, Па

а Перепад давления на сухой тарелке

$$\Delta P_{\text{с}} = \xi \frac{\omega_0^2}{2} \rho_{\text{г}}$$

Здесь ξ — коэффициент местного сопротивления, определяемый опытным путем и в среднем для клапанных тарелок равный 2,5—3,5 (примем $\xi = 3,0$), $\rho_{\text{г}}$ — плотность газа в рабочих условиях низа абсорбера, кг/м³, ω_0 — скорость газа в отверстиях под клапанами, м/с

$$\omega_0 = \frac{V_{\text{сек}}}{f_0 N_0}$$

где $V_{\text{сек}}$ — секундный объем газов под нижней тарелкой абсорбера, м³/с, f_0 — сечение одного отверстия под клапаном, м², N_0 — число отверстий (клапанов) на тарелке, равное 144.

Имеем:

$$V_{\text{сек}} = \frac{22,4 v_{\text{г}} f_{\text{к}}'' \pi_0}{3600 \cdot 273 \pi} = \frac{22,4 \cdot 1276,42 \cdot 317 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 273 \cdot 1,37 \cdot 10^6} = 0,658 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$f_0 = \frac{\pi d_0^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,035^2}{4} = 0,000962 \text{ м}^2$$

Величина $d_0 = 0,035$ м — диаметр отверстия под клапаном (рис 114)

Тогда

$$\omega_0 = \frac{0,658}{0,000962 \cdot 144} = 4,75 \text{ м/с}$$

Плотность газа $\rho_{\text{г}} = 19,1$ кг/м³

Подставляя найденные величины в формулу перепада давления на сухой тарелке, получим

$$\Delta P_{\text{с}} = 3,0 \frac{4,75^2}{2} \cdot 19,1 = 646 \text{ Па}$$

б. Перепад давления, необходимый для определения сил поверхностного натяжения жидкости.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{\text{э}}}$$

где $\sigma = 0,015$ Н/м — поверхностное натяжение жидкости [21, с 44], $d_{\text{э}}$ — эквивалентный (гидравлический) диаметр щели под кла-

паном, м Для клапанных тарелок $d_c = 2a = 0,012$ м (рис 1 14), следовательно

$$\Delta P_0 = \frac{4 \cdot 0,015}{0,012} = 5 \text{ Па}$$

в Перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления столба жидкости на тарелке, определяется по эмпирическому уравнению:

$$\Delta P_{\text{ж}} = 9,81 k h_{\text{сл}} + 28 \sqrt[3]{K \left(\frac{Q}{L_D} \right)^2}$$

Здесь K — коэффициент, равный для клапанных тарелок 0,5, Q — часовой объем жидкости, стекающей с нижнего (двадцатой) тарелки абсорбера:

$$Q = \frac{l_{20} M_x}{\rho_{\text{ж}}} = \frac{1301,5 \cdot 82,1}{649,4} = 164,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где $l_{20} = 1301,5$ кмоль/ч — количество насыщенного абсорбента, покидающего двадцатую тарелку абсорбера (табл 1 25), $M_x = 82,1$ — молекулярная масса насыщенного абсорбента (табл 1 20), $\rho_{\text{ж}} = 649,4$ кг/м³ — плотность насыщенного абсорбента (см стр 60 и 71)

Поэтому

$$\Delta P_{\text{ж}} = 9,81 \cdot 0,5 \cdot 0,037 + 28 \sqrt[3]{0,5 \left(\frac{164,5}{1,2} \right)^2} = 591 \text{ Па}$$

Тогда

$$\Delta P = 646 + 5 + 591 = 1242 \text{ Па}$$

Рассмотрим условие открытия клапана на орошаемой жидкостью тарелке. Он откроется при скорости газа (в м/с), определяемой по формуле [20, с 114]

$$w'_0 = \sqrt[3]{\frac{2g(G_{\text{к}} - G_{\text{ж}})}{f \rho_{\text{г}}}}$$

где $G_{\text{к}}$ — масса стального клапана, кг, $G_{\text{ж}}$ — масса цилиндрического столбика жидкости над клапаном, кг, f — площадь клапана, на которую действует давление газа, м², $\rho_{\text{г}} = 19,1$ кг/м³ — плотность газа в рабочих условиях низа абсорбера

Масса стального клапана (см рис 1 14) подсчитывается по формуле

$$G_{\text{к}} = \frac{\pi d_{\text{к}}^2}{4} \delta \rho_{\text{ст}}$$

где $d_{\text{к}} = 0,065$ м — диаметр клапана, $\delta = 0,001$ м — толщина клапана; $\rho_{\text{ст}} = 7800$ кг/м³ — плотность стального материала клапана

Тогда

$$G_{\text{к}} = \frac{3,14 \cdot 0,065^2}{4} \cdot 0,001 \cdot 7800 = 0,026 \text{ кг}$$

Массу цилиндрического столбика жидкости над клапаном можно подсчитать по формуле:

$$G_{\text{ж}} = \frac{\pi d_{\text{к}}^2}{4} (h_{\text{сл}} + \Delta h) \rho_{\text{ж}}$$

где $h_{\text{сл}}$ — 37 мм — высота сливной перегородки (рис. 1.13); Δh — высота подпора жидкости над сливной перегородкой, м; $\rho_{\text{ж}}$ — 649,4 кг/м³ — плотность насыщенного абсорбента.

Высоту подпора жидкости над сливной перегородкой определим по формуле [22, с. 34]:

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{q}{6400}\right)^2}$$

где q — количество жидкости, приходящееся на единицу длины слива в 1 ч

$$q = \frac{Q}{L_D} = \frac{154,5}{1,2} = 137 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$$

Поэтому

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{137}{6400}\right)^2} = 0,076 \text{ м}$$

и

$$G_{\text{ж}} = \frac{3,14 \cdot 0,065^2}{4} (0,037 + 0,076) \cdot 649,4 = 0,244 \text{ кг}$$

Для упрощения принимаем, что сферическая поверхность клапана (рис. 1.14), на которую действует давление газа, равна площади круга, диаметром 0,045 м, поэтому

$$f = \frac{3,14 \cdot 0,045^2}{4} = 0,00159 \text{ м}^2$$

Тогда

$$\omega'_0 = \sqrt{\frac{2 \cdot 9,81 (0,026 + 0,244)}{0,00159 \cdot 19,1}} = 13,2 \text{ м/с}$$

Такую скорость должен иметь поток газа в отверстии под клапаном, чтобы поднять клапан и цилиндрический столбик жидкости над ним. После поднятия клапана в отверстии под ним установится скорость газа $\omega_0 = 4,75 \text{ м/с}$.

14. Гидравлическое сопротивление тарелки из S-образных элементов

Определим гидравлическое сопротивление верхней тарелки десорбера. Конструкция ее соответствует нормали ВНИИНефтемаша Н939—61.

Уравнение для определения гидравлического сопротивления тарелки из S-образных элементов имеет вид [23, с. 38]:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{с}} + \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{ж}}$$

где $\Delta P_{\text{с}}$ — перепад давления на сухой тарелке, Па; ΔP_{σ} — перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натя-

жения и сил трения, Па; $\Delta P_{\text{ж}}$ — перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления столба жидкости высотой, равной глубине погружения прорезей S-образных элементов в жидкость, Па.

а. Перепад давления на сухой тарелке:

$$\Delta P_c = \xi \frac{w_o^2}{2} \rho_r$$

где ξ — коэффициент сопротивления сухой тарелки (для тарелок из S-образных элементов $\xi = 20$); w_o — скорость газа в патрубках, м/с; ρ_r — плотность газа под верхней тарелкой в рабочих условиях ($\pi = 1,37 \cdot 10^6$ Па, $T = 331$ К — принята), кг/м³

Скорость газа (в м/с):

$$w_o = \frac{v_{\text{сек}}}{f_o}$$

где $v_{\text{сек}}$ — секундный объем газа в сечении под верхней десорбционной тарелкой, м³/с; f_o — площадь для прохода газов (живое сечение тарелки); по нормали Н939—61 выбираем $f_o = 0,585$ м².

Количество газа в сечении под верхней тарелкой примем равным секундному объему газа над верхней тарелкой. Зная количество киломолей газа, покидающего верхнюю тарелку (из табл. 1.18 $\sum v_{ci} = 592,77$ кмоль/ч), и температуру под верхней тарелкой $T = 331$ К, найдем:

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \sum v_{ci} T \pi_o}{3600 \cdot 273 \pi} = \frac{22,4 \cdot 592,77 \cdot 331 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 273 \cdot 1,37 \cdot 10^6} = 0,318 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда

$$w_o = \frac{0,318}{0,585} = 0,544 \text{ м/с}$$

Плотность газа под верхней тарелкой при $M_r = 40,34$ (табл. 1.20) найдем по формуле:

$$\rho_r = \frac{M_r \pi \cdot 273}{22,4 T \pi_o} = \frac{40,34 \cdot 1,37 \cdot 10^6 \cdot 273}{22,4 \cdot 331 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 21 \text{ кг/м}^3$$

После подстановки числовых значений величин получим:

$$\Delta P_c = 20 \frac{0,544^2}{2} \cdot 21 = 61 \text{ Па}$$

б. Перепад давления, необходимый для преодоления сил поверхностного натяжения, находим по эмпирической формуле:

$$\Delta P_o = 1,11 w_o^{2,4} \rho_r^{1,2} = 1,11 \cdot 0,544^{2,4} \cdot 21^{1,2} = 9,75 \text{ Па}$$

в. Перепад давления, необходимый для преодоления сопротивления столба жидкости:

$$\Delta P_{\text{ж}} = (h + \Delta h) \rho_{\text{ж}} g$$

где h — глубина погружения прорезей S-образных элементов в жидкость, м (примем $h = 0,027$ м); Δh — высота подпора жидкости над сливной перегородкой (рис. 1.15), м; $\rho_{ж}$ — плотность жидкости в рабочих условиях на верхней тарелке десорбера ($T_c = 323$ К), кг/м³.

Высота подпора жидкости (в м) определяется по формуле:

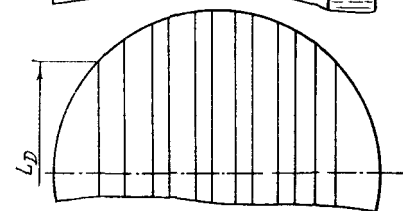
$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{q}{6400}\right)^2}$$

Здесь q — количество жидкости, приходящееся на единицу длины слива в 1 ч, м³/(м·ч):

$$q = \frac{\sum l_{ci} M_x}{\rho_{ж} L_D}$$

где $\sum l_{ci}$ — количество жидкости, поступающей на верхнюю тарелку десорбера (из табл. 1.18), кмоль/ч; M_x — молекулярная масса этой жидкости (из табл. 1.20 $M_x = 49,59$); $\rho_{ж}$ — плотность жидкости в рабочих условиях на верхней тарелке, кг/м³; L_D — 1,93 м — длина сливной перегородки для тарелки диаметром 2,6 м по нормали Н939—61.

Рис. 1.15. Схема тарелки из S-образных элементов.



Относительную плотность жидкости определяем по формуле Крэга:

$$\rho_{288}^{288} = \frac{1,03 M_x}{44,29 + M_x} = \frac{1,03 \cdot 49,59}{44,29 + 49,59} = 0,545$$

В пересчете на температуру $T = 323$ К и в кг/м³ получим:
 $\rho_{ж} = 513$ кг/м³.

Поэгому

$$q = \frac{1268,6 \cdot 49,59}{513 \cdot 1,93} = 64 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$$

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{64}{6400}\right)^2} = 0,047 \text{ м}$$

$$\Delta P_{ж} = (0,027 + 0,047) \cdot 513 \cdot 9,81 = 372 \text{ Па}$$

Сопротивление тарелки:

$$\Delta P = 61 + 9,75 + 372 \approx 443 \text{ Па}$$

Расчет диаметров штуцеров фракционирующего абсорбера делается по обычным формулам гидравлики и здесь не приводится.

ЭКСТРАКЦИОННАЯ КОЛОННА

Рассчитать экстракционную колонну для разделения смеси ароматического углеводорода *о*-ксилола и парафинового углеводорода *н*-октана, используя в качестве растворителя диметилсульфоксид

(ДМСО), при следующих исходных данных: производительность колонны по сырью $G = 25\,000$ кг/ч; кривая равновесия (рис. 1.16) [24]; состав сырья — *о*-ксилола $v_K = 30$ объемн. % и *н*-октана $v_O = 70$ объемн. %; содержание *о*-ксилола в рафинате $v_{KR} = 5$ объемн. %; относительная плотность *о*-ксилола $\rho_{277}^{293} = 0,8668$ а *н*-октана $\rho_{277}^{293} = 0,6849$; температура процесса $T = 313$ К.

Экстракционная колонна предназначена для экстракции ароматических углеводородов из смеси с неароматическими углеводородами, входящими в состав катализаторов риформинга.

Углеводородное питание G в экстрактор поступает в нижнюю часть, а растворитель S подается в верхнюю часть аппарата

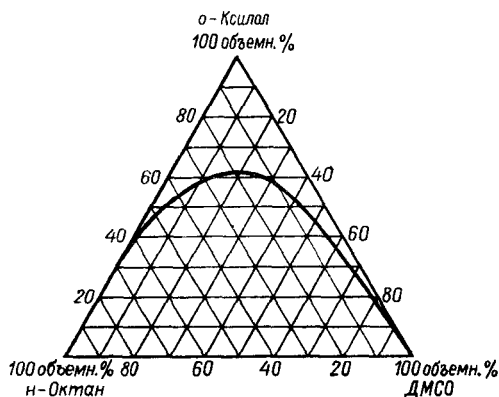


Рис. 1.16. Диаграмма равновесия системы диметилсульфоксид — *о*-ксилол — *н*-октан при $T = 313$ К.

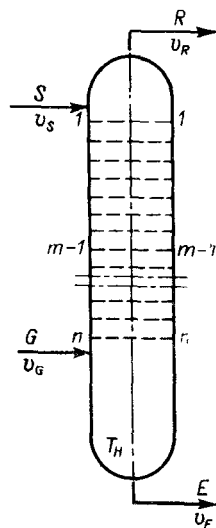


Рис. 1.17. Расчетная схема экстракционной колонны.

(рис. 1.17). Продуктами колонны являются уходящая сверху рафинатная фаза R и уходящая снизу экстрактная фаза E . На схеме экстракционной колонны рядом с массовым количеством каждого потока указано также его объемное количество V .

Для создания дополнительной движущей силы экстракции в колонне поддерживают определенный температурный градиент [25, с. 230]. Поэтому на верху колонны температура T_v выше температуры T_n в низу аппарата. Давление в колонне практически не оказывает влияния на процесс.

Для экстракционной колонны должны быть известны условия равновесия системы растворитель — ароматический углеводород — неароматический углеводород.

При данной температуре, отвечающей условиям равновесия системы, противоточная экстракция одним растворителем характеризуется следующими параметрами [25, с. 112]:

- а) числом теоретических ступеней контакта;
- б) относительным расходом растворителя;

в) составом фаз рафината R и экстракта E .

Эти переменные нельзя выбрать произвольно из-за существования между ними определенной зависимости. Можно выбрать любые два из параметров, тогда два других будут определены расчетом. Часто в качестве независимых переменных назначаются составы фаз R и E . Число ступеней контакта, необходимое для получения заданного состава этих фаз, и соответствующий расход растворителя определяются построением или расчетом.

Для определения числа ступеней контакта построением по известным методам [26] помимо кривых равновесия должны быть заданы линии сопряжения (ноды). Если по условиям равновесия систем растворитель — ароматический углеводород — неароматический углеводород в литературе [24, 27—33] имеются в настоящее время обширные сведения, то для линий сопряжения они весьма ограничены [27, 31, 34]. Расчет числа ступеней контакта в экстракционных колоннах методами построения вызывает в этой связи определенную трудность и поэтому часто его осуществляют по эмпирическим формулам [25].

При наличии достаточных сведений о фазовых равновесиях систем жидкость — жидкость удобно расчет материального баланса экстракционной колонны производить при помощи диаграмм равновесия, а число ступеней экстракции определять, пользуясь эмпирической формулой Альдерса [25].

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ЭКСТРАКЦИОННОЙ КОЛОННЫ

1. По заданным производительности и составам сырья и рафинатной фазы на треугольной диаграмме определяют количество растворителя, экстрактного и рафинатного растворов, минимальное содержание экстрагируемого вещества в экстракте.

2. Составляют материальный баланс экстракционной колонны, при этом учитывают градиент температуры в аппарате. Проверяют правильность составления материального баланса колонны сопоставлением количеств экстрагируемого вещества в исходном растворе и в растворах, покидающих аппарат. Расчетom подтверждают минимальное содержание экстрагируемого вещества в экстракте.

3. Составляют тепловой баланс колонны. При этом, если в расчете принимают температуру верха колонны равной температуре, при которой заданы условия равновесия системы, то из теплового баланса определяют температуру подачи сырья в аппарат. Если в расчете принимают температуру низа колонны равной температуре равновесия системы, то из теплового баланса определяют температуру подачи растворителя в колонну.

4. Определяют число теоретических тарелок в колонне.

5. Определяют число практических тарелок в колонне. Предварительно задаются числом тарелок и величиной их к. п. д.

6. Определяют диаметр колонны. Для этого предварительно задаются числовым значением диаметра и подтверждают его расчетом.

том расстояния между тарелками. При правильно подобранном диаметре колонны расчетное расстояние между тарелками должно находиться в рекомендуемых пределах. Расчет ведут по тарелке, на которой разность плотностей встречных потоков минимальна. При этом скорость потока в переливном патрубке (устройстве) тарелки сравнивается с предельным допустимым ее числовым значением, рассчитываемым по формуле Стокса.

7. Определяют высоту колонны.

8. Рассчитывают диаметры штуцеров, а затем принимают их по существующим нормам.

РАСЧЕТ

1. Материальный баланс колонны

Материальный баланс экстракции рассчитывается при помощи построений на диаграмме равновесия (см. рис. 1.18). Из точки S проведем касательную линию к кривой равновесия в точке Q . Точка E_M пересечения касательной линии со стороной треугольной диаграммы равновесия определяет максимальное содержание

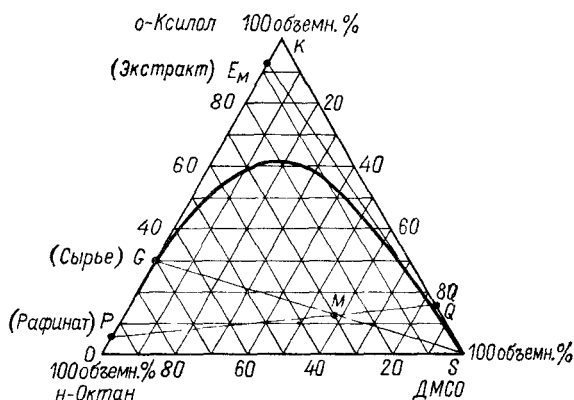


Рис. 1.18. Схема к расчету материального баланса экстракции.

о-ксилола в экстракте, равное отрезку $\overline{OE_M}$ или $v'_{KE} = 92,5$ объемн.%. Дальнейшим расчетом эту величину надо подтвердить.

На стороне OK треугольной диаграммы отметим точку G , координата которой соответствует отрезку $\overline{OG}$ и равна содержанию о-ксилола в сырье $v_K = 30$ объемн.%. Точки G и S соединим линией $\overline{GS}$. На стороне OK треугольной диаграммы отметим точку P , координата которой соответствует отрезку $\overline{OP}$ и равна содержанию о-ксилола в рафинате $v_{KR} = 5$ объемн.%. Точки P и Q соединим линией $\overline{PQ}$ и получим точку пересечения M линий $\overline{GS}$ и $\overline{PQ}$.

Отношение величин отрезков $\overline{GM}$ и $\overline{MS}$ определяет объемную кратность подачи растворителя к исходному сырью:

$$\alpha = \frac{\overline{GM}}{\overline{MS}} = 1,41$$

Количество растворителя (в м³/ч) рассчитывается по формуле:

$$S_v = \alpha V_c$$

где V_c — количество сырья, м³/ч.

Количество сырья (в м³/ч) равно:

$$V_c = \frac{G}{\rho_c}$$

где ρ_c — плотность сырья при температуре подачи его в аппарат $T = 313$ К, кг/м³.

Плотность сырья при температуре $T = 313$ К найдем так:

$$\rho_c = \rho_k v_k + \rho_o v_o$$

где ρ_k и ρ_o — плотность *о*-ксилола и *н*-октана при температуре $T = 313$ К, кг/м³; v_k и v_o — содержание *о*-ксилола и *н*-октана в сырье, объемн. доли.

Опустив подробности вычисления величин ρ_k и ρ_o , имеем:

$$\rho_c = 866,8 \cdot 0,3 + 684,9 \cdot 0,7 = 739 \text{ кг/м}^3$$

Тогда

$$V_c = \frac{25000}{739} = 33,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

$$S_v = 1,41 \cdot 33,8 = 47,65 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Отношение величин отрезков $\overline{PM}$ и $\overline{MQ}$ определяет отношение количеств конечных фаз. Оно равно:

$$\beta = \frac{\overline{PM}}{\overline{MQ}} = 2,32$$

Количество фазы экстракта (в м³/ч) рассчитывается по формуле:

$$E_v = \frac{\beta F_v}{\beta + 1}$$

где F_v — суммарная загрузка сырья и растворителя в колонну, м³/ч.

Величина загрузки колонны равна:

$$F_v = V_c + S_v = 33,8 + 47,65 = 81,45 \text{ м}^3/\text{ч}$$

При известной величине загрузки экстрактора, количество фазы экстракта будет равно:

$$E_v = \frac{2,32 \cdot 81,45}{2,32 + 1} = 56,95 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество фазы рафината (в м³/ч) найдем как разность между количеством загрузки аппарата и количеством фазы экстракта:

$$R_v = F_v - E_v = 81,45 - 56,95 = 24,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Для расчета количеств растворителя S , рафинатного раствора R и экстрактивного раствора E (в кг/ч) необходимо знать плотности этих потоков при соответствующей температуре.

Температуру подачи сырья в аппарат приняли равной температуре процесса $T = 313$ К. Для поддержания температурного градиента в колонне и создания дополнительной движущей силы экстракции примем температуру на верху колонны равной $T_v = 318$ К, а температуру в низу колонны — равной $T_n = T = 313$ К.

Количество растворителя (в кг/ч), если допустить, что его плотность не зависит от температуры и равна $\rho_s = 1101,4$ кг/м³ [35, с. 319], определяется так:

$$S = S_v \rho_s = 47,65 \cdot 1101,4 = 52500 \text{ кг/ч}$$

Количество рафинатного раствора (в кг/ч) вычисляется по формуле:

$$R = R_v \rho_R$$

где ρ_R — плотность рафинатного раствора при $T = 318$ К, кг/м³.

Плотность рафинатного раствора при указанной температуре равна:

$$\rho_R = \rho_K v_{KR} + \rho_O v_{OR}$$

где ρ_K и ρ_O — плотность *о*-ксилола и *н*-октана при $T_v = 318$ К, кг/м³; v_{KR} и v_{OR} — содержание *о*-ксилола и *н*-октана в рафинатном растворе, объемн. доля.

Состав рафинатного и экстрактивного растворов дан в табл. 1.27.

Таблица 1.27

Компоненты	Состав растворов	
	фаза рафината (точка P на рис. 1.18)	фаза экстракта (точка Q на рис. 1.18)
	об. доли	об. доли
<i>о</i> -Ксилол	0,05	0,1550
<i>н</i> -Октан	0,95	0,0114
ДМСО	—	0,8336
Сумма	1,00	1,0000

Подставляя числовые значения величин в формулу для ρ_R , найдем:

$$\rho_R = 863,5 \cdot 0,05 + 680,4 \cdot 0,95 = 690 \text{ кг/м}^3$$

Тогда количество рафинатного раствора:

$$R = 24,5 \cdot 690 = 16920 \text{ кг/ч}$$

Количество экстрактивного раствора найдем из материального баланса аппарата (см табл. 1.28)

$$E = 77500 - 16920 = 60580 \text{ кг/ч}$$

Таблица 1.28

Поступает в экстрактор (см рис 1.17)	Количество		Выводится из экстрактора (см рис 1.17)	Количество	
	м³/ч	кг/ч		м³/ч	кг/ч
Исходный раствор G	33,80	25 000	Рафинатный раствор R . .	24 5	16 920
Растворитель S	47,65	52 500	Экстрактный раствор E . .	56,95	60 580
Сумма	81,45	77 500	Сумма	81,45	77 500

Проверим правильность материального баланса по *о*-ксилолу. Для этого необходимо рассчитать в массовых долях состав исходного сырья, экстрактивного и рафинатного растворов по формуле:

$$x_i = v_i \frac{\rho_{277i}^T}{\rho_{277п}^T}$$

где v_i — содержание компонента в потоке, объемн доли; ρ_{277i}^T — относительная плотность компонентов потока при температуре T (см. табл 1 29); $\rho_{277п}^T$ — относительная плотность потока при температуре T .

Относительная плотность $\rho_{277п}^T$ потоков дана в табл. 1 29. Расчет состава потоков в массовых долях сделан в табл. 1.30.

Таблица 1.29

Потоки (см рис. 1.17)	Температура потока, К	Относительная плотность потока $\rho_{277п}^T$
Исходный раствор	313	0,739
Рафинатный раствор	318	0,690
Экстрактный раствор	313	1,063

Количество *о*-ксилола в исходном растворе:

$$G_k = x_k G = 0,352 \cdot 25\,000 = 8790 \text{ кг/ч}$$

Количество *о*-ксилола в рафинатном растворе:

$$R_k = x_k R = 0,0626 \cdot 16\,920 = 1060 \text{ кг/ч}$$

Количество *о*-ксилола в экстрактивном растворе

$$E_k = x_k E = 0,1266 \cdot 60\,580 = 7680 \text{ кг/ч}$$

Таблица 1.30

Потоки	Содержание компонентов v_i , объемн. доли	Относительная плотность ρ_{277i}^T при температуре потока	Содержание компонентов $x_i = v_i \frac{\rho_{277i}^T}{\rho_{277п}}$, масс доли
Исходный раствор			
н-октан	0,7	0,6849	0,648
о-ксилол	0,3	0,8668	0,352
Сумма	1,0	—	1,000
Рафинатный раствор			
н-октан	0,95	0,6804	0,9374
о-ксилол	0,05	0,8635	0,0626
Сумма	1,00	—	1,0000
Экстрактный раствор.			
н-октан	0,0114	0,6849	0,0073
о-ксилол	0,1550	0,8668	0,1266
ДМСО	0,8336	1,1014	0,8661
Сумма	1,0000	—	1,0000

Количество о-ксилола, покидающего колонну:

$$R_k + E_k = 1060 + 7680 = 8740 \text{ кг/ч}$$

Расхождение между величинами количеств о-ксилола на выходе из аппарата и на входе в аппарат составляет примерно 0,6%.

Относительное содержание о-ксилола в экстракте (без учета растворителя):

$$v''_{KE} = \frac{v_{KE}}{v_{KE} + v_{OE}} \cdot 100 = \frac{0,1550}{0,1550 + 0,0114} \cdot 100 = 93,1 \text{ объемн. \%}$$

где v_{KE} и v_{OE} — содержание о-ксилола и н-октана в экстрактом растворе соответственно (см. табл. 1.27), объемн. доли.

Расхождение между значениями величин v''_{KE} и v'_{KE} составляет 0,65% и указывает на достаточно высокую точность расчета материального баланса экстракции.

2. Тепловой баланс колонны

В нашем случае тепловой баланс экстрактора составляется для определения температуры, при которой следует подавать в аппарат растворитель, чтобы поддерживать температуру на верху его $T_v = 318 \text{ K}$.

Составление теплового баланса является простой задачей и поэтому расчет здесь не приводим. Температура, при которой растворитель поступает в аппарат, равна 319 K.

3. Число теоретических и практических тарелок в колонне

Число теоретических тарелок при противоточной экстракции одним растворителем можно рассчитать по формуле Альдерса [25, с. 122]:

$$\varphi = \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon^{n+1} - 1}$$

где φ — неэкстрагированная доля *о*-ксилола; ε — коэффициент экстракции, n — число теоретических тарелок в аппарате.

Неэкстрагированная доля *о*-ксилола равна отношению его количества в фазе рафината к количеству в сырье:

$$\varphi = \frac{v_{KR} R_v}{v_K V_c} = \frac{0,05 \cdot 24,5}{0,30 \cdot 33,8} = 0,1207$$

Коэффициент экстракции ε , объемы фаз экстракта E_v и рафината R_v связаны следующим соотношением [25, с. 91]:

$$\varepsilon = \kappa \frac{E_v}{R_v}$$

в котором κ — коэффициент распределения *о*-ксилола, выраженный в нашем случае в объемных единицах.

Величина коэффициента распределения экстрагируемого компонента между фазами экстракта и рафината определяется экспериментально. В нашем случае $k = 0,47$ [24]. Тогда

$$\varepsilon = 0,47 \frac{56,95}{24,5} = 1,09$$

Подставив числовые значения величин в формулу Альдерса, получим:

$$0,1207 = \frac{1,09 - 1}{1,09^{n+1} - 1}$$

откуда $n = 5,4$.

Из всех видов колонных аппаратов наиболее перспективными для многотоннажной экстракции являются экстракционные колонны с ситчатыми (перфорированными) тарелками [36]. К. п. д. ситчатых тарелок в экстракционных колоннах колеблется в пределах от 0,2 до 0,45 [26, с. 260]. Примем к. п. д. тарелки $\eta_T = 0,3$. Тогда число практических тарелок в колонне:

$$N_p = \frac{n}{\eta_T} = \frac{5,4}{0,3} = 18$$

4. Диаметр колонны

Диаметр экстракционной колонны и расстояние между ее тарелками взаимосвязаны. Расстояние (в м) между ситчатыми тарелками при струйном режиме их работы рекомендуется принимать равным [36]:

$$h_T = h_c + 0,2$$

где h_c — высота слоя диспергируемой жидкости, скопляющейся на тарелке, м

Диаметр колонны нужно подобрать так, чтобы расстояние между тарелками находилось в пределах 0,25—0,6 м

Так как в аппарат поступает растворителя больше, чем сырья, то диспергированной фазой является тяжелая, а сплошной — легкая (сырье)

Экстрактор рассчитывается по тарелке, на которой разность плотностей минимальна [36] В нашем случае минимальная разность плотностей будет на нижней тарелке Она равна:

$$\Delta\rho = \rho_F - \rho_c = 1063 - 739 = 324 \text{ кг/м}^3$$

При этом плотность фазы экстракта в низу колонны (см табл. 1 28):

$$\rho_E = \frac{60580}{56,95} = 1063 \text{ кг/м}^3$$

Высота слоя диспергируемой жидкости, скопляющейся на тарелке (см рис 1 19)

$$h_c = \Delta h_1 + \Delta h_2 + \Delta h_3$$

где Δh_1 — высота слоя диспергируемой фазы, необходимая для преодоления сопротивлений потоку диспергированной фазы в отверстиях перфорированной тарелки, м, Δh_2 — высота слоя диспергируемой фазы, необходимая для создания скорости сплошной фазы в переливном патрубке тарелки, м, Δh_3 — высота слоя диспергируемой фазы, необходимая для преодоления сопротивлении при протекании сплошной фазы в межтарелочном отделении, м

Величина Δh_1 рассчитывается по формуле [26, с 341]

$$\Delta h_1 = \frac{\rho_d}{\Delta\rho} \frac{(1 - \psi^2) \omega_o^2}{2,3 c_o^2}$$

где ρ_d — плотность диспергированной фазы, равная для нижней тарелки плотности ρ_E экстрактивного раствора, кг/м³,

$$\psi = \frac{f_o}{F_k} = \frac{\text{площадь отверстия}}{\text{площадь поперечного сечения колонны}}$$

ω_o — скорость диспергированной фазы в отверстиях тарелки, м/с, g — ускорение силы тяжести, м/с², $c_o \approx 0,7$ — коэффициент сужения

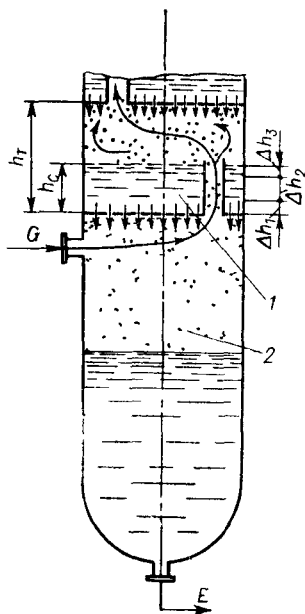


Рис 1 19 Схема к расчету расстояния между тарелками

1 — диспергированная среда,
2 — сплошная среда

Ситчатые тарелки (рис. 1.20), применяемые в экстракционных колоннах, мало отличаются от ситчатых тарелок, применяемых в ректификационных колоннах. Диаметр отверстий у ситчатых тарелок может быть в пределах 0,003—0,008 м.

При расположении отверстий по треугольной сетке суммарная их доля по отношению ко всей площади тарелки рассчитывается по формуле:

$$f_{\pi} = 0,9065 \left(\frac{d_o}{t_o} \right)^2$$

где d_o — диаметр отверстий, м; t_o — шаг отверстий, м.

Числовые значения величины f_{π} (в % ко всей площади тарелки) в зависимости от диаметра отверстий и их шага даны в табл. 1.31.

Долю f_{π} площади отверстий тарелки найдем из табл. 1.31, приняв диаметр отверстий $d_o = 0,005$ м и шаг между ними $t_o = 0,015$ м. Она будет равна 10,1 %.

Примем диаметр колонны $D_K = 1,2$ м. Тогда площадь поперечного сечения колонны составит:

$$F_K = S_1 + S_2 + S_3 = \frac{\pi D_K^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,2^2}{4} = 1,13 \text{ м}^2$$

Площади S_1 , S_2 и S_3 см. на рис. 1.20.

Таблица 1.31

Шаг t_o между отверстиями, м	Доля f_{π} площади отверстий в % ко всей площади тарелки при диаметре d_o отверстий в м					
	0,003	0,004	0,005	0,006	0,007	0,008
0,007	16,8	29,6				
0,008	12,7	22,6	35,4			
0,009	10,1	17,9	28,0			
0,010	8,2	14,5	22,6	32,8		
0,011	6,7	12,0	18,7	26,9	36,7	
0,012	5,7	10,1	15,7	22,6	30,8	
0,013	4,8	8,6	13,4	19,3	26,3	34,3
0,014	4,2	7,4	11,6	16,8	22,6	29,6
0,015	3,6	6,5	10,1	14,5	19,7	25,7

Величина отношения площади отверстия к площади поперечного сечения колонны при этом равна:

$$\eta = \frac{\pi d_o'^2}{4 \cdot 1,13} = \frac{3,14 \cdot 0,005^2}{4 \cdot 1,13} = 17,4 \cdot 10^{-6}$$

Суммарная площадь отверстий на тарелке:

$$F_o = f_{\pi} F_k = 0,101 \cdot 1,13 = 0,114 \text{ м}^2$$

Количество отверстий на тарелке:

$$n_o = \frac{4F_o}{\pi d_o^2} = \frac{4 \cdot 0,114}{3,14 \cdot 0,005^2} = 5800$$

Скорость диспергированной фазы в отверстиях тарелки рассчитывается по формуле:

$$w_o = w_d \frac{F_k}{F_o}$$

где w_d — фиктивная скорость диспергированной фазы в полном сечении колонны, м/с.

Величина фиктивной скорости равна:

$$w_d = \frac{E_v}{3600 F_k} = \frac{56,95}{3600 \cdot 1,13} = 0,014 \text{ м/с}$$

Тогда

$$w_o = \frac{0,014 \cdot 1,13}{0,114} = 0,139 \text{ м/с}$$

Скорость жидкости в отверстиях тарелок в промышленных экстракционных колоннах составляет 0,1—0,3 м/с [37, с. 362].

Подставив в формулу для Δh_1 числовые значения величин, получим:

$$\Delta h_1 = \frac{1063}{324} \cdot \frac{(1 - 17,4 \cdot 10^{-6}) \cdot 0,139^2}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,7^2} = 0,0066 \text{ м}$$

Величина Δh_2 рассчитывается по формуле [36]:

$$\Delta h_2 = \epsilon_{\pi} \frac{w_{\pi}^2 \rho_c}{2g \lambda \rho}$$

где ϵ_{π} — коэффициент гидравлического сопротивления переливного патрубка тарелки, равный 1,5—4,5; w_{π} — скорость сплошной фазы в переливном патрубке, м/с; ρ_c — плотность сплошной фазы под нижней тарелкой экстрактора, принимаемая равной плотности сырья, кг/м³.

Скорость сплошной фазы в переливном патрубке:

$$w_{\pi} = \frac{V_c}{3600 S_3}$$

при этом S_3 — площадь поперечного сечения переливного патрубка, м².

Величина S_3 равна:

$$S_3 = f_{\pi 1} F_k$$

где $f_{\pi 1}$ — доля площади переливного патрубка от площади поперечного сечения колонны.

Для промышленных экстракционных колонн величина $f_{пт}$ находится в пределах 0,013—0,036 [26, с. 343]. Примем $f_{пт} = 0,03$. Тогда площадь поперечного сечения переливного патрубка будет равна

$$S_3 = 0,03 \cdot 1,13 = 0,0339 \text{ м}^2$$

Внутренний диаметр переливного патрубка:

$$d_v = \sqrt{1,128 \sqrt{S_3}} = \sqrt{1,128 \sqrt{0,0339}} = 0,207 \text{ м}$$

Наружный диаметр переливного патрубка при толщине его стенки $\delta_{ст} = 0,006$ м составит величину $d_n = 0,219$ м. Такого диаметра d_n трубы выпускаются промышленностью.

Подставив в формулу для w_n числовые значения величин, найдем.

$$w_n = \frac{33,8}{3600 \cdot 0,0339} = 0,278 \text{ м/с}$$

Экстракционная колонна будет работать неудовлетворительно, если значительное количество диспергированных капель будут уноситься через переливной патрубок со сплошной фазой. Поэтому скорость w_n сплошной фазы в переливном патрубке должна быть меньше скорости осаждения капель с диаметром 0,001—0,002 м [36]. Для нахождения предельного допустимого значения скорости w_n в сплошной фазе в переливном патрубке воспользуемся формулой Стокса [37, с. 375]:

$$w_{n \text{ д}} = \frac{g \Delta \rho d^2}{18 \mu_c}$$

где $g = 127 \cdot 10^6 \text{ м/с}^2$ — ускорение свободного падения; d — диаметр капель, м; μ_c — динамическая вязкость сплошной фазы, кг/(м·с).

Динамическую вязкость сплошной фазы (сырья) при температуре $T_n = 313 \text{ К}$ определим по формуле [8, с. 58]:

$$\lg \mu_c = x'_o \lg \mu_o + x'_k \lg \mu_k$$

где x'_o и x'_k — мольные доли *n*-октана и *o*-ксилола в сырье соответственно, μ_o , μ_k — динамические вязкости октана и *o*-ксилола при 313 К соответственно, г/(см·с) [7, стр. 225 и 323].

Зная массовые доли *n*-октана и *o*-ксилола в сырье (табл. 1.30), найдем их мольные доли:

$$x'_o = \frac{0,648/114}{\frac{0,648}{114} + \frac{0,352}{106}} = 0,63$$

$$x'_k = \frac{0,352/106}{\frac{0,648}{114} + \frac{0,352}{106}} = 0,37$$

Получим:

$$\lg \mu_c = 0,37 \lg 0,00625 + 0,63 \lg 0,00425 = -2,31 = \bar{3},69$$

или

$$\mu_c = 0,0049 \text{ г/(см·с)} = 1,76 \text{ кг/(м·с)}$$

Тогда, приняв диаметр самых мелких капель равным $d = 0,001$ м и подставив числовые значения величин в формулу для $w_{п.д.}$, найдем предельное числовое значение скорости сплошной фазы в переливном патрубке:

$$w_{п.д.} = \frac{127 \cdot 10^6 \cdot 324 \cdot 0,001^2}{18 \cdot 1,76} = 1300 \text{ м/ч} = 0,37 \text{ м/с}$$

Унос диспергированных капель происходить не будет, так как $w_{п.д.} < w_{п.д.}$. В случае получения $w_{п.д.} > w_{п.д.}$ следует увеличить диаметр колонны и поперечное сечение переливного патрубка.

Подставив в формулу для Δh_2 числовые значения величин, предварительно при этом приняв коэффициент $\epsilon_{п.д.} = 4,5$, получим:

$$\Delta h_2 = 4,5 \frac{0,278^2 \cdot 739}{2 \cdot 9,81 \cdot 324} = 0,04 \text{ м}$$

Величина Δh_3 рассчитывается по формуле [26, с. 341]

$$\Delta h_3 = 1,5 \frac{w_{о.р.}^2}{2g \Delta \rho} = 1,5 \frac{0,014^2 \cdot 739}{2 \cdot 9,81 \cdot 324} = 0,000034 \text{ м}$$

Таким образом

$$h_c = 0,0066 + 0,04 + 0,000034 = 0,046634 \text{ м}$$

Примем высоту слоя диспергируемой жидкости $h_c = 0,2$ м.

Расстояние между тарелками должно быть равно:

$$h_t = 0,2 + 0,2 = 0,4 \text{ м}$$

Условие $0,25 < h_t < 0,6$ выполняется и потому диаметр колонны $D_k = 1,2$ м выбран правильно.

5. Высота колонны

Рабочая высота аппарата (рис. 1.21):

$$H_p = H_{р.к.} + H_t + h_4 + 0,5$$

где H_p — рабочая высота аппарата, м; $H_{р.к.}$ — высота разделительной камеры, м; H_t — высота, занятая тарелками, м; h_4 — высота слива рафината над верхней тарелкой, м.

Высоту разделительной камеры примем в 5 раз большей расстояния между тарелками в аппарате:

$$H_{р.к.} = 5h_t = 5 \cdot 0,4 = 2 \text{ м}$$

Высота, занятая тарелками:

$$H_t = (N_p - 1) h_t = (18 - 1) \cdot 0,4 = 6,8 \text{ м}$$

Высоту слива рафината над верхней тарелкой примем равной

$$h_4 = 2h_t = 2 \cdot 0,4 = 0,8 \text{ м}$$

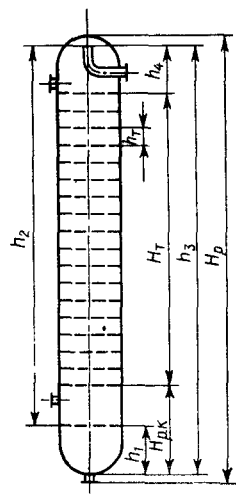


Рис. 1.21. Схема для расчета рабочей высоты экстракционной колонны.

Тогда

$$H_p = 2 + 6,8 + 0,8 + 0,5 = 10,1 \text{ м}$$

Высота слоя тяжелой жидкости в разделительной камере:

$$h_1 = 0,5 H_{p.к} = 0,5 \cdot 2 = 1 \text{ м}$$

Высота слива рафината равна:

$$h_3 = H_{p.к} + H_t + h_4 = 2 + 6,8 + 0,8 = 9,6 \text{ м}$$

Высота слоя сплошной фазы в колонне:

$$h_2 = h_3 - h_1 = 9,6 - 1 = 8,6 \text{ м}$$

Диаметры штуцеров колонны рассчитываются по обычным формулам гидравлики — см. например, [39, стр. 97—98] — и принимаются в соответствии с действующими нормами.

Т Е П Л О В Ы Е П Р О Ц Е С С Ы

В настоящей главе приводятся технологические расчеты теплообменных аппаратов и трубчатых нагревательных печей, широко применяемых в современных процессах нефтеперерабатывающей промышленности.

Из теплообменных аппаратов наиболее распространенными являются поверхностные аппараты рекуперативного типа, в которых теплопередача от горячего теплоносителя к холодному через разделяющую их стенку происходит непрерывно.

Особенности теплового расчета теплообменного аппарата определяются его назначением и конструкцией.

В задачу теплового расчета любого теплообменного аппарата входит определение величины поверхности теплообмена путем совместного решения уравнения теплового баланса и теплопередачи.

В зависимости от технологического назначения теплообменника исходные данные для его расчета должны быть различными.

При расчете теплообменника основными исходными данными должны быть количества и начальные температуры потоков. При расчете холодильника (конденсатора-холодильника) должны быть заданы количество, а также начальная и конечная температура горячего охлаждаемого продукта. При расчете подогревателя (испарителя, кипятильника) должны быть заданы количество, а также начальная и конечная температуры нагреваемого продукта. Кроме перечисленных исходных данных во всех трех случаях необходимо знать некоторые физические свойства теплоносителей, главным образом их плотности и вязкости.

Следует иметь в виду, какой расчет теплообменного аппарата проводится — проектный или поверочный. При проектном расчете наряду с тепловым ведется и конструктивный расчет, состоящий в определении основных размеров аппарата и компоновки его элементов (например, определении количества труб и способа их размещения, диаметра теплообменника и т. д.).

Поверочный тепловой расчет проводится в том случае, когда имеется готовый (стандартный) теплообменник и требуется определить, сколько таких аппаратов необходимо установить, чтобы поверхность их теплообмена соответствовала полученной в результате расчета.

При проектировании технологических установок для нефтеперерабатывающих заводов чаще всего приходится делать поверочные

тепловые расчеты стандартных теплообменных аппаратов. Поверочному тепловому расчету теплообменного аппарата должен предшествовать его выбор на основе ряда технологических и технико-экономических соображений, которые излагаются в курсах технологии нефти и газа и процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности.

Задачей технологического расчета любой нагревательной или реакционно-нагревательной трубчатой печи является определение ее поверхности нагрева, размеров камер радиации и конвекции, потерь напора в змеевике и основных размеров дымовой трубы.

Прежде чем приступить к технологическому расчету, необходимо выбрать тип печи. Выбор типа печи, а также большинства показателей режима работы в значительной мере определяются ее конкретным назначением.

Исходными данными для расчета нагревательной трубчатой печи являются следующие: производительность по сырью; фракционный состав (разгонка) сырья и его плотность; начальная и конечная температуры сырья; давление в конце змеевика печи; характеристика топлива. Если в печи должен быть установлен пароперегреватель, то задаются количеством водяного пара, подлежащим перегреву, его начальными параметрами (давление, степень влажности) и конечной температурой нагрева.

В процессе технологического расчета печи следует обратить особое внимание на выбор (принятие) некоторых величин, которые в значительной степени влияют на весь режим работы печи и ее размеры. К таким величинам относятся: коэффициент избытка воздуха, температура отходящих дымовых газов, потери тепла в окружающую среду кладкой и печными двойниками, допускаемая теплонапряженность радиантных труб и температура дымовых газов в конце топки (выбор двух последних показателей, связанных друг с другом, должен быть подтвержден расчетом), скорость сырья на входе в змеевик печи, система экранирования топки (тип экранов), компоновка конвекционной поверхности и некоторые другие.

Наиболее ответственной и трудоемкой частью технологического расчета печи является определение величины прямой отдачи (лучистого теплообмена в топке), которое в принципе осуществляется методом постепенного приближения: исходя из конкретного технологического назначения печи, выбирают теплонапряженность радиантных труб и температуру дымовых газов в конце топки (на перевале), а затем расчетом устанавливают их взаимное соответствие. Если расчет показывает, что выбранная температура газов на перевале не соответствует принятой теплонапряженности радиантных труб, то расчет повторяют, задавшись другим значением этой температуры. В результате расчета прямой отдачи находят количество тепла, воспринимаемого радиантными трубами, поверхность нагрева радиантных труб, их теплонапряженность и температуру дымовых газов в конце топки или на входе в камеру конвекции.

Расчет прямой отдачи в случае трубчатых печей с чисто факельным сжиганием топлива ведется по методу Бетоконя, подробно рассмотренному в литературе [5, 40, 41]

При проектировании трубчатых печей с панельными горелками расчет прямой отдачи следует вести по методу, предложенному ВНИИНефтемашем и достаточно подробно изложенному в литературе [42].

Важным этапом расчета трубчатой печи является гидравлический расчет ее змеевика, в результате которого определяется давление в начале змеевика. Если в трубах печи происходит частичное или полное испарение сырья, то потерю напора в змеевике определяют по методу Бакланова [5], предполагающему ряд допущений. При этом расчет ведется методом постепенного приближения.

ТЕПЛООБМЕННЫЙ АППАРАТ ТИПА «ТРУБА В ТРУБЕ»

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

а) дистиллят дизельного топлива: количество $G_1 = 16\,000$ кг/ч; относительная плотность $\rho_{277}^{293} = 0,835$; кинематическая вязкость — при 293 К $\nu_{293} = 1,05 \cdot 10^{-6}$ м²/с, при 323 К $\nu_{323} = 1 \cdot 10^{-6}$ м²/с, начальная температура $T'_1 = 538$ К

б) нефть: количество $G_2 = 80\,000$ кг/ч; относительная плотность $\rho_{277}^{293} = 0,860$; кинематическая вязкость — при 293 К $\nu_{293} = 2 \cdot 10^{-6}$ м²/с, при 323 К $\nu_{323} = 1,7 \cdot 10^{-6}$ м²/с; начальная температура $T'_2 = 393$ К

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

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

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

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ТЕПЛООБМЕННИКА

1. Выбирают конечную температуру одного из потоков теплообменивающих сред. Она должна быть принята такой, чтобы обеспечить достаточно высокий средний температурный напор в теплообменнике.

2. Из уравнения теплового баланса теплообменника определяют энтальпию того потока, конечная температура которого неизвестна. По энтальпии находят конечную температуру этого потока. Рассчитывают тепловую нагрузку теплообменника.

3. Рассчитывают средний температурный напор в теплообменнике. Определяют поверхность теплообменника по предварительно выбранному коэффициенту теплопередачи.

4. По нормали ВНИИНефтемаша Н382—56 [43, с. 215] для расчета принимают один из теплообменников типа «труба в трубе».

5. Определяют физические параметры теплоносителей: коэффициент теплопроводности, теплоемкость, плотность, кинематическую вязкость теплоносителей при их средних температурах в теплообменнике.

6. Определяют коэффициент теплоотдачи со стороны теплоносителя, проходящего по внутренним трубам теплообменника. Предварительно рассчитывают скорость этого теплоносителя и величину критерия Рейнольдса (последнюю необходимо определить также для предварительного выбора расчетной формулы, по которой находится коэффициент теплоотдачи). Затем находят коэффициент теплоотдачи со стороны теплоносителя, проходящего в межтрубном пространстве кольцевого сечения.

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

а) при отсутствии оребрения и чистых поверхностях внутренних труб;

б) при отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях внутренних труб;

в) при оребрении наружной поверхности внутренних труб и отсутствии загрязнений;

г) при оребрении наружной поверхности внутренних труб и наличии загрязнений.

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

8. Определяют поверхность теплообмена и необходимое число принятых для расчета (см. п. 4) теплообменных аппаратов.

РАСЧЕТ

1. Выбор конечной температуры

На основании практических данных примем конечную температуру дистиллята дизельного топлива $T'_1 = 433$ К. Во всех последующих расчетах, за исключением специально оговоренных случаев, в обозначениях величин нижний индекс «1» относится к горячему теплоносителю (дистиллят дизельного топлива), а нижний индекс «2» — к холодному теплоносителю (нефти).

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

Запишем уравнение теплового баланса аппарата в следующем виде:

$$G_1 (q_{T'_1}^{\text{ж}} - q_{T_1}^{\text{ж}}) \eta = G_2 (q_{T_2''}^{\text{ж}} - q_{T_2'}^{\text{ж}})$$

где $q_{T'_1}^{\text{ж}}$, $q_{T_1}^{\text{ж}}$ — энтальпия дистиллята дизельного топлива при начальной (T'_1) и конечной (T_1) температурах, кДж/кг; $q_{T_2'}^{\text{ж}}$, $q_{T_2''}^{\text{ж}}$ — энтальпия нефти при начальной (T'_2) и конечной (T_2'') температурах, кДж/кг; η — коэффициент использования тепла, равный 0,93—0,97 (для данного расчета принято значение 0,95).

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

Для дальнейших расчетов необходимо относительные плотности теплоносителей пересчитать с ρ_{277}^{293} на ρ_{288}^{288} [44, с. 34]. Тогда получим (вычисления опущены): $\rho_{288}^{288} = 0,839$ — для дистиллята дизельного топлива; $\rho_{288}^{288} = 0,863$ — для нефти.

Энтальпии теплоносителей определены по таблице (см. Приложение 2):

$$q_{T'_1}^{\text{ж}} = q_{538}^{\text{ж}} = 618 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_1}^{\text{ж}} = q_{433}^{\text{ж}} = 342 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_2'}^{\text{ж}} = q_{391}^{\text{ж}} = 244 \text{ кДж/кг}$$

Подставляя найденные величины в уравнение теплового баланса, получим:

$$16\,000 (618 - 342) \cdot 0,95 = 80\,000 (q_{T_2'}^{\text{ж}} - 244)$$

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

Тепловая нагрузка теплообменника равна:

$$\begin{aligned} Q_1 &= G_1 (q_{T'_1}^{\text{ж}} - q_{T_1}^{\text{ж}}) = 16\,000 (618 - 342) = \\ &= 4,42 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 1226,7 \text{ кВт} \end{aligned}$$

3. Средний температурный напор

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

осуществляется противоток теплоносителей по схеме:

$$\begin{array}{c}
 \text{Дистиллят дизельного топлива} \xrightarrow{538 \text{ K}} 433 \text{ K} \\
 \text{Нефть} \xleftarrow{393 \text{ K}} 414 \text{ K} \\
 \Delta T_{\text{макс}} = 124 \text{ K} \quad \Delta T_{\text{мин}} = 40 \text{ K} \\
 \Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{макс}} - \Delta T_{\text{мин}}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{\text{макс}}}{\Delta T_{\text{мин}}}} = \frac{124 - 40}{2,3 \lg \frac{124}{40}} = 74 \text{ K}
 \end{array}$$

4. Выбор теплообменника

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

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

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

По нормали ВНИИНефтемаша Н382—56 [43, с. 215] выбираем теплообменник «труба в трубе» ТТР7-2 с поверхностью теплообмена по наружному диаметру внутренней трубы (без ребер) 30 м^2 .

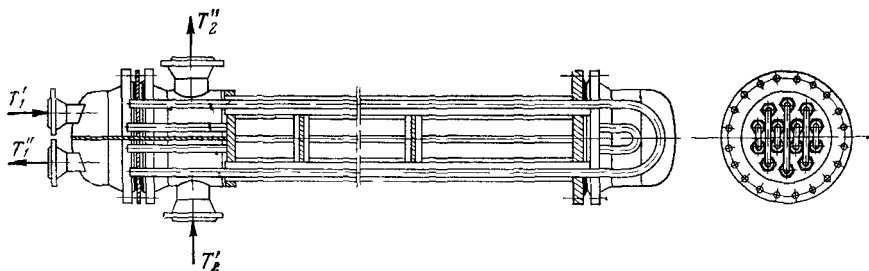


Рис. 2.1. Схема теплообменника.

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

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

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

Схема теплообменного аппарата (одной секции) показана на рис. 2.1.

5. Физические параметры теплоносителей при их средних температурах

Дистиллят дизельного топлива. Средняя температура:

$$T_{\text{ср. 1}} = \frac{T'_1 + T''_1}{2} = \frac{538 + 433}{2} = 486 \text{ К}$$

Коэффициент теплопроводности [13]:

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

Теплоемкость [13]:

$$\begin{aligned} c_{\text{ср. 1}} &= \frac{1}{V \rho_{288}^{288}} (0,762 + 0,0034 T_{\text{ср. 1}}) = \\ &= \frac{1}{V 0,839} (0,762 + 0,0034 \cdot 486) = 2,64 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)} \end{aligned}$$

Относительная плотность:

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

Кинематическая вязкость по формуле Гросса [13]:

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

где n — коэффициент.

В нашем случае:

$$\begin{aligned} \nu_1 = \nu_{293} &= 1,05 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}; \quad \nu_2 = \nu_{323} = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с} \\ T_1 &= 293 \text{ К}; \quad T_2 = 323 \text{ К} \end{aligned}$$

Решив формулу относительно n при известных ν_1 и ν_2 , получим

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

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

$$\lg \frac{1,05 \cdot 10^{-6}}{\nu_{486}} = 0,05 \lg \frac{T_{\text{ср. 1}} - 273}{T_1 - 273} = 0,05 \lg \frac{486 - 273}{293 - 273} = 0,0513$$

откуда

$$\nu_{\text{ср. 1}} = \nu_{486} = 0,92 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Нефть. Средняя температура:

$$T_{\text{ср. 2}} = \frac{T'_2 + T''_2}{2} = \frac{393 + 414}{2} = 403,5 \text{ К}$$

Расчеты физических параметров сделаны по приведенным выше формулам: коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{ср. 2}} = 0,125 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$; теплоемкость $c_{\text{ср. 2}} = 2,282 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$; относительная плотность $\rho_{277}^{\text{ср. 2}} = 0,784$.

Кинематическая вязкость определена аналогично предыдущему расчету:

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

6. Коэффициенты теплоотдачи

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

Скорость потока дизельного топлива (в м/с):

$$w_1 = \frac{G_1}{3600 \rho_{\text{ср. 1}} f_1}$$

Здесь $\rho_{\text{ср. 1}} = 593 \text{ кг/м}^3$ — плотность дистиллята дизельного топлива при $T_{\text{ср. 1}} = 486 \text{ К}$; f_1 — площадь поперечного сечения всех труб в одном ходу аппарата:

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

где $d_{\text{в}} = 0,04 \text{ м}$ — внутренний диаметр внутренней трубы; $N_1 = 7$ — число труб в одном ходу [43, с. 215].

Тогда

$$w_1 = \frac{1,6 \cdot 10^4}{3600 \cdot 596 \cdot 0,0088} = 0,73 \text{ м/с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ср. 1}} = \frac{w_1 d_{\text{в}}}{\nu_{\text{ср. 1}}} = \frac{0,73 \cdot 0,04}{0,92 \cdot 10^{-6}} = 31\,700$$

Следовательно, режим движения турбулентный, поэтому величину α_1 [в Вт/(м² · К)] рассчитываем по формуле [45, с. 89]:

$$\alpha_1 = 0,021 \frac{\lambda_{\text{ср. 1}}}{d_{\text{в}}} \text{Re}_{\text{ср. 1}}^{0,8} \text{Pr}_{\text{ср. 1}}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_{\text{ср. 1}}}{\text{Pr}_{w. 1}} \right)^{0,25}$$

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_{\text{ср. 1}} = \frac{\nu_{\text{ср. 1}} c_{\text{ср. 1}} \rho_{\text{ср. 1}}}{\lambda_{\text{ср. 1}}} = \frac{0,92 \cdot 10^{-6} \cdot 2,64 \cdot 10^3 \cdot 596}{0,123} = 13,7$$

Предварительный расчет показывает, что отношение

$$\left(\frac{\text{Pr}_{\text{ср. 1}}}{\text{Pr}_{w. 1}} \right)^{0,25} \approx 1$$

Тогда

$$\alpha_1 = 0,021 \frac{0,123}{0,01} \cdot 31\,700^{0,8} \cdot 13,7^{0,43} = 791 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

6. Коэффициент теплоотдачи α_2 от гладкой наружной поверхности малой трубы к нефти.

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

$$f_2 = 0,785 N_1 (D_{\text{в}}^2 - d_{\text{н}}^2)$$

где $D_{\text{в}} = 0,079$ м — внутренний диаметр наружной трубы; $d_{\text{н}} = 0,048$ м — наружный диаметр внутренней трубы.

Тогда

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

Скорость потока нефти:

$$w_2 = \frac{G_2}{3600 \rho_{\text{ср} 2} f_2} = \frac{80\,000}{3600 \cdot 784 \cdot 0,022} = 1,29 \text{ м/с}$$

Эквивалентный диаметр кольцевого сечения:

$$d_3 = D_{\text{в}} - d_{\text{н}} = 0,079 - 0,048 = 0,031 \text{ м}$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_{\text{ср} 2} = \frac{w_2 d_3}{\nu_{\text{ср} 2}} = \frac{1,29 \cdot 0,031}{1,43 \cdot 10^{-6}} = 28\,000$$

Режим движения турбулентный, поэтому величину α_2 [в $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$] определяем по формуле [45, с. 89]:

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{\lambda_{\text{ср} 2}}{d_3} \text{Re}_{\text{ср} 2}^{0,5} \text{Pr}_{\text{ср} 2}^{0,14} \left(\frac{\text{Pr}_{\text{ср} 2}}{\text{Pr}_{w, 2}} \right)^{0,25}$$

Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_{\text{ср} 2} = \frac{\nu_{\text{ср} 2} \rho_{\text{ср} 2} c_{\text{ср} 2}}{\lambda_{\text{ср} 2}} = \frac{1,43 \cdot 10^{-6} \cdot 2,282 \cdot 10^3 \cdot 784}{0,125} = 20,5$$

Принимая по изложенным выше соображениям значение множителя $\left(\frac{\text{Pr}_{\text{ср} 2}}{\text{Pr}_{w, 2}} \right)^{0,25} \approx 1$, найдем:

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{0,125}{0,031} \cdot 28\,000^{0,5} \cdot 20,5^{0,14} = 1104 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

в. Коэффициент теплоотдачи α'_2 от оребренной наружной поверхности малой трубы к нефти (рис. 2.2).

Расчет α'_2 [в $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$] ведем по формуле [5, с. 554]:

$$\alpha'_2 = \alpha_2 \left(1 + \frac{2h\beta - \delta}{S} \right)$$

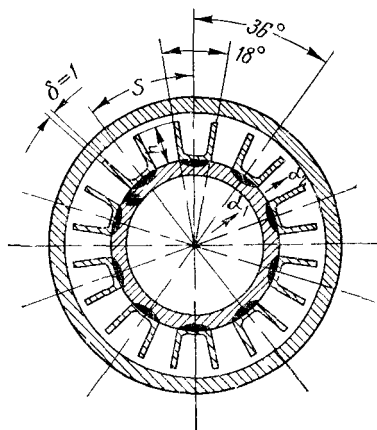


Рис. 2.2. Поперечный разрез труб теплообменника

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

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

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

Здесь $\text{th}(mh)$ — гиперболический тангенс произведения mh , определяемый по таблице [45, с 380], величина m рассчитывается по формуле

$$m = \sqrt{\frac{2\alpha_2}{\delta\lambda_0}}$$

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

Находим значение β

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

Во многих случаях значения β можно брать из таблиц [46, с. 564]

Шаг ребер по окружности трубы определим по формуле.

$$S = \frac{\pi d_n}{n}$$

где $n = 20$ — число прямых продольных ребер Тогда

$$S = \frac{3,14 \cdot 0,018}{20} = 0,0075 \text{ м}$$

Коэффициент теплоотдачи

$$\alpha'_2 = 1104 \left(1 + \frac{0,013 \cdot 0,348 - 0,001}{0,0075} \right) = 2265 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

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

Хоблер [16, с 565] считает, что если $\frac{2\lambda_p}{\alpha_2 \delta} > 5$, то применение ребристой поверхности целесообразно В нашем случае

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

7. Коэффициент теплопередачи

а. При отсутствии оребрения и чистых поверхностях труб:

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

б. При отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях труб:

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

Согласно литературным данным [5, с. 558], принимаем тепловое сопротивление загрязнений со стороны дистиллята дизельного топлива

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

со стороны нефти

$$\frac{\delta_2}{\lambda_2} = 0,00104 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}$$

Тогда

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

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

Коэффициент теплопередачи, отнесенный к гладкой поверхности, определим по формуле [45, с. 196]:

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha'_1} \cdot \frac{F_1}{F_2}}$$

В принятом для расчета теплообменнике поверхность теплообмена (по наружному диаметру внутренней трубы, без ребер) $F_1 = 30 \text{ м}^2$, а коэффициент оребрения (при 20 ребрах) $\phi = 4,3$ [43, с. 215], поэтому величина ребристой поверхности:

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

Тогда

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{791} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2265} \cdot \frac{30}{129}} = 688 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Как видно, в данном случае коэффициент теплопередачи в $\frac{688}{446} = 1,54$ раза выше, чем при неоребренной поверхности.

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

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{k_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2}} = \frac{1}{\frac{1}{688} + 0,00061 + 0,00104} = 323 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

8. Поверхность теплообмена

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

а. При отсутствии оребрения и загрязненных поверхностях:

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

Необходимое число вдвоенных секций (теплообменников):

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

С запасом принимаем $Z' = 3$

б. При оребрении труб и загрязненных поверхностях:

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

Необходимое число вдвоенных секций:

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

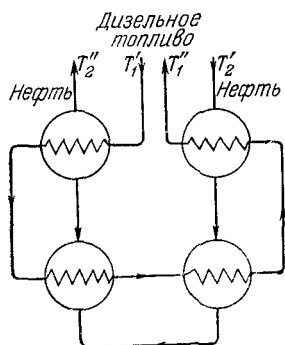


Рис 23. Схема соединения секций теплообменников.

С запасом принимаем $z'_1 = 2$.

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

Сдвоенные секции включаются в схему установки последовательно, причем теплоносители движутся противотоком (рис. 2.3).

ХОЛОДИЛЬНИК ВОЗДУШНОГО ОХЛАЖДЕНИЯ

Рассчитать горизонтальный холодильник для охлаждения керосинового дистиллята воздухом при следующих исходных данных: количество охлаждаемого керосина $G_1 = 35\,000$ кг/ч; относительная плотность керосина $\rho_{277}^{293} = 0,800$; начальная температура керосина $T_1' = -377$ К; конечная температура керосина $T_1'' = 315$ К; начальная температура воздуха (сухого) $T_2' = 299$ К; конечная температура воздуха $T_2'' = 333$ К.

При расчете рассмотреть аппарат с гладкой и оребренной наружной поверхностью.

В нефтесервисающей промышленности все большее распространение получают воздушные холодильники и конденсаторы-холодильники различных технологических потоков.

Применение аппаратов воздушного охлаждения дает ряд эксплуатационных преимуществ, из которых главнейшими являются: экономия охлаждающей воды и уменьшение количества сточных

вод; значительное сокращение затрат труда на чистку аппарата ввиду отсутствия накипи и отложения солей; уменьшение расходов, связанных с организацией оборотного водоснабжения технологических установок.

Трубки в аппаратах воздушного охлаждения применяются с наружным спиральным оребрением, в результате чего существенно улучшается теплопередача. Интенсификация теплообмена с помощью оребрения поверхности труб может быть достигнута только при условии хорошего подвода тепла от стенок труб к ребрам, что обеспечивается изготовлением ребристых труб из материалов с высоким коэффициентом теплопроводности или изготовлением ребристых труб из биметалла, причем материал ребер должен обладать большим коэффициентом теплопроводности, чем материал трубы.

Ниже приводится проектный расчет воздушного холодильника горизонтального типа.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ХОЛОДИЛЬНИКА

1. Определяют тепловую нагрузку холодильника, т.е. количество тепла, отнимаемого от керосина в холодильнике за 1 ч.

2. Из уравнения теплового баланса аппарата определяют количество холодного теплоносителя — воздуха (в кг/ч), а затем рассчитывают секундный объемный расход воздуха при его начальной температуре и подбирают тип вентилятора.

3. Выбирают тип труб для аппарата.

4. Определяют коэффициент теплоотдачи со стороны горячего теплоносителя, проходящего по трубам. Предварительно находят физические параметры горячего теплоносителя и выбирают линейную скорость движения его в трубах пучка, при которой обеспечивается устойчивый турбулентный поток.

5. Определяют коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха в случае применения гладких труб. Предварительно принимают размеры фронтального к потоку воздуха сечения аппарата, т.е. длину трубы, шаг труб по ширине пучка и количество труб в одном горизонтальном ряду. Желательно, чтобы сечение аппарата, фронтальное к потоку воздуха, было квадратным или близким к квадрату, так как при этом достигается наиболее равномерное охлаждение труб.

6. Определяют коэффициент теплоотдачи для холодильника с гладкими трубами, учитывая тепловые сопротивления внутреннего и наружного слоев загрязнений.

7. Определяют средний температурный напор в холодильнике.

8. Определяют приведенный коэффициент теплоотдачи со стороны воздуха в случае использования оребренных труб. Этот коэффициент учитывает влияние конвективного теплообмена между оребренной поверхностью и потоком воздуха и теплообмена теплопроводностью через металл ребер на теплоотдачу пучка оребренных труб к воздуху. Поэтому предварительно находят коэффициент теплоотдачи конвекцией при поперечном обтекании воздухом пучка

оребранных труб, а также коэффициенты, учитывающие эффективность передачи тепла теплопроводностью через ребра.

9. Определяют коэффициент теплопередачи для холодильника с оребренными трубами, учитывая тепловые сопротивления внутреннего и наружного слоев загрязнения. При этом необходимо иметь в виду, что коэффициент теплопередачи через ребристую стенку имеет различные числовые значения в зависимости от того, по какой поверхности ведется расчет — гладкой или ребристой [45, с. 196].

Так как выше (см. п. 6) коэффициент теплопередачи в холодильнике рассчитывался на единицу гладкой поверхности трубы, то коэффициент теплопередачи в холодильнике с оребренными трубами необходимо рассчитывать также на единицу гладкой поверхности трубы, чтобы учесть влияние оребрения гладкой поверхности на эффективность теплопередачи.

10. Рассчитывают поверхность теплообмена холодильника с оребренными трубами и количество труб. Проводится компоновка поверхности теплообмена, т.е. определяется число труб в одном горизонтальном ряду пучка, число труб в одном ходе, число ходов, которое делает горячий теплоноситель в одном горизонтальном ряду (или пучке труб), и, наконец, число горизонтальных рядов в пучке. Вычерчивают конструктивную схему трубного пучка и определяют его толщину (высоту).

11. Определяют аэродинамическое сопротивление и мощность электродвигателя к вентилятору.

РАСЧЕТ

1. Тепловая нагрузка холодильника

Тепловую нагрузку определяем по формуле:

$$Q_1 = G_1 (q_{T'_1}^{\text{ж}} - q_{T''_1}^{\text{ж}})$$

где Q_1 — количество тепла, отнимаемого от керосина в холодильнике, кДж/ч; $q_{T'_1}^{\text{ж}}, q_{T''_1}^{\text{ж}}$ — энтальпия керосина соответственно при температурах $T'_1 = 377 \text{ К}$ и $T''_1 = 315 \text{ К}$, определяемая по формуле Крага или по таблице (см. Приложение 2).

Далее ведется расчет по формуле:

$$q_1' = \frac{1}{\rho_{288}^{0.288}} (0,762T + 0,0017T^2 - 334,253)$$

где T — температура керосина (T'_1 и T''_1); $\rho_{288}^{0.288}$ — относительная плотность керосина при 288 К, которая рассчитывается по формуле [11, с. 34].

Находим:

$$q_{T_1}^* = q_{377}^* = \frac{1}{\sqrt{0,804}} (0,762 \cdot 377 + 0,0017 \cdot 377^2 - 334,253) = 216 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_1}^{**} = q_{315}^{**} = \frac{1}{\sqrt{0,804}} (0,762 \cdot 315 + 0,0017 \cdot 315^2 - 334,253) = 82,5 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_1 = 35\,000 (216 - 82,5) = 4,67 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 1300 \text{ кВт}$$

2. Массовый и объемный расходы воздуха

Из уравнения теплового баланса холодильника

$$G_1 (q_{T_1}' - q_{T_1}^{**}) = G_2 (c_p'' T_2'' - c_p' T_2')$$

найдем;

$$G_2 = \frac{G_1 (q_{T_1}' - q_{T_1}^{**})}{c_p'' T_2'' - c_p' T_2'} = \frac{Q_1}{c_p'' T_2'' - c_p' T_2'}$$

где G_2 — количество воздуха, кг/ч; c_p'' , c_p' — средние теплоемкости (при постоянном давлении) воздуха соответственно при его конечной и начальной температурах, определяемые по таблице 2.1 [47, с. 547], кДж/(кг · К).

Таблица 2.1

T , К	ρ_B кг/м ³	c_p' кДж/(кг·К)	λ , Вт/(м·К)	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	P_T
273	1,2930	1,005	0,0243	13,30	0,714
293	1,2045	1,005	0,0257	15,11	0,713
313	1,1267	1,009	0,0271	16,97	0,711
333	1,0595	1,009	0,0285	18,90	0,709
353	0,9998	1,009	0,0299	20,94	0,708
373	0,9458	1,013	0,0314	23,06	0,704

Имеем:

$$\checkmark G_2 = \frac{4,67 \cdot 10^6}{1,009 \cdot 333 - 1,005 \cdot 299} = 136\,000 \text{ кг/ч}$$

Найдем плотность воздуха при его начальной температуре $T_2' = 299$ К и барометрическом давлении, равном нормальному $P_0 = 101\,308$ Па, из уравнения:

$$\checkmark \rho_B = \frac{\rho_0 T_0}{T_2'} = \frac{1,293 \cdot 273}{299} = 1,18 \text{ кг/м}^3$$

где ρ_0 — плотность воздуха при нормальных условиях, кг/м³.

Секундный расчетный расход воздуха:

$$\sqrt{V_B = \frac{G_2}{3600 \rho_B} = \frac{136000}{3600 \cdot 1,18} = 32 \text{ м}^3/\text{с}}$$

При выборе вентилятора необходимо иметь в виду, что он должен не только обеспечить подачу необходимого количества воздуха при колебании его температуры, но и преодолеть гидравлическое сопротивление пучка труб, т.е. создать необходимый напор при колебании нагрузки по воздуху.

Для проектируемого аппарата выбираем осевой вентилятор ЦАГИ УК-2М, с регулируемым углом установки лопастей [48, с. 76, табл. 11].

В зависимости от угла наклона лопастей вентилятора его аэродинамическая характеристика изменяется в пределах: производительность по воздуху $65 \cdot 10^3$ — $290 \cdot 10^3$ м³/ч или 18—80 м³/с; полный напор 42—403 Па, потребляемая мощность 3,9—53 кВт.

3. Характеристика труб

а. Оребренная труба (рис. 2.4, а).

Для холодильника выбираем оребренные биметаллические трубы. Отечественная промышленность выпускает оребренные трубы

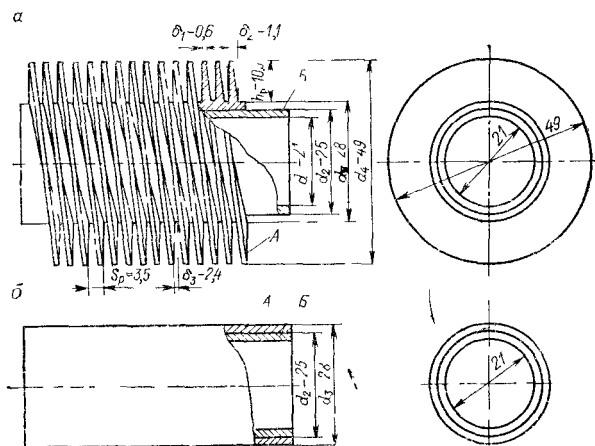


Рис. 2.4. Оребренная (а) и гладкая (б) трубы.

А — алюминий, Б — бронза

для воздушных холодильников длиной 4 и 8 м. Для дальнейшего расчета принимаем $L = 4$ м. Материал внутренней трубы — латунь ЛО-70. Материал оребрения — алюминиевый сплав АД1М. Количество спиральных витков (ребер), приходящихся на 1 м трубы, $X = 286$. Коэффициент оребрения $\phi = 9$.

б. Гладкая труба (рис. 2.4, б).

Для сравнения принимается тот же материал, что и у оребренной трубы.

4. Коэффициент теплоотдачи со стороны керосина

Коэффициент теплоотдачи со стороны керосина α_1 будет иметь одно и то же значение как в случае гладкой наружной поверхности трубы, так и в случае оребренной.

Определим физические параметры керосина при его средней температуре в холодильнике:

$$T_{\text{ср.1}} = \frac{T'_1 + T''_1}{2} = \frac{377 + 315}{2} = 346 \text{ K}$$

Коэффициент теплопроводности:

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{ср.1}} &= \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} (1 - 0,00047 T_{\text{ср.1}}) = \\ &= \frac{0,1346}{0,804} (1 - 0,00047 \cdot 346) = 0,14 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)} \end{aligned}$$

Теплоемкость:

$$\begin{aligned} c_{\text{ср.1}} &= \frac{1}{\sqrt{\rho_{288}^{288}}} (0,762 - 0,0034 T_{\text{ср.1}}) = \\ &= \frac{1}{\sqrt{0,804}} (0,762 - 0,00034 \cdot 346) = 2,18 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)} \end{aligned}$$

Относительная плотность:

$$\rho_{277}^{T_{\text{ср.1}}} = \rho_{277}^{293} - \alpha (T_{\text{ср.1}} - 293) = 0,8 - 0,000765 (346 - 293) = 0,760$$

где α — средняя температурная поправка на 1К, определяемая по таблице [44, с. 34].

Кинематическую вязкость керосина при $T_{\text{ср.1}} = 346 \text{ K}$ примем по практическим данным: $\nu_{\text{ср.1}} = 0,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Этот параметр может быть рассчитан, если известны значения ν_1 и ν_2 при каких-либо двух температурах. Для этого можно воспользоваться, например, известной формулой Гросса [13, с. 61].

Определим теперь минимальную линейную скорость движения керосина в трубах холодильника, при которой обеспечивается устойчивый турбулентный поток, т.е. при которой $Re_{\text{мин}} = 10^4$

$$Re = 10^4 = \frac{\omega_{\text{мин}} d_1}{\nu_{\text{ср.1}}}$$

откуда

$$\omega_{\text{мин}} = \frac{10^4 \nu_{\text{ср.1}}}{d_1} = \frac{10^4 \cdot 0,9 \cdot 10^{-6}}{0,021} = 0,43 \text{ м/с}$$

Обычно при расчете теплообменников скорость жидкости внутри труб принимается от 0,5 до 2,5 м/с. Для проектируемого холодильника выбираем скорость керосина $\omega = 1,5 \text{ м/с} > \omega_{\text{мин}}$. Тогда

$$Re_{\text{ср.1}} = \frac{1,50 \cdot 0,021}{0,9 \cdot 10^{-6}} = 35000$$

При $Re \geq 10^4$ для определения коэффициента теплоотдачи со стороны керосина воспользуемся формулой [49, с. 186]:

$$\alpha_1 = 0,021 \frac{\lambda_{\text{ср.1}}}{d_1} Re_{\text{ср.1}}^{0,8} Pr_{\text{ср.1}}^{0,43} \left(\frac{Pr_{\text{ср.1}}}{Pr_{w,1}} \right)^{0,25} \varepsilon_l$$

где $Pr_{\text{ср.1}}$ — критерий Прандтля при температуре $T_{\text{ср.1}} = 346$ К; $Pr_{w,1}$ — критерий Прандтля при температуре стенки трубы со стороны керосина $T_{w,1}$; ε_l — поправочный коэффициент, учитывающий отношение длины трубы L к ее диаметру [49, с. 186], в нашем случае равный единице.

Найдем критерий Прандтля при температуре $T_{\text{ср.1}} = 346$ К:

$$Pr_{\text{ср.1}} = \frac{\nu_{\text{ср.1}} \rho_{\text{ср.1}}}{\lambda_{\text{ср.1}}} = \frac{0,9 \cdot 10^{-6} \cdot 2,18 \cdot 760 \cdot 3600}{0,5} = 10,73$$

Предварительно принимаем (с последующей проверкой) температуру стенки трубы со стороны керосина $T_{w,1} = 344$ К. Находим также, как это сделано выше, физические параметры керосина при этой температуре: $c_{pw,1} = 2,14$ кДж/(кг·К); $\nu_{w,1} = 0,96 \cdot 10^{-6}$ м²/с; $\rho_{w,1} = 0,760$; $\lambda_{w,1} = 0,50$ кДж/(м·ч·К) = 0,14 Вт/(м·К).

Тогда критерий Прандтля при $T_{w,1} = 344$ К

$$Pr_{w,1} = \frac{0,96 \cdot 2,14 \cdot 760 \cdot 3600}{10^6 \cdot 0,5} = 11,24$$

и коэффициент теплоотдачи со стороны керосина:

$$\alpha_1 = 0,021 \frac{0,14}{0,021} \cdot 35\,000^{0,8} \cdot 10,73^{0,43} \left(\frac{10,73}{11,24} \right)^{0,25} \cdot 1 = 1676 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

5. Коэффициент теплоотдачи α_2 со стороны воздуха в случае применения гладких труб

В целях правильного выбора расчетной формулы для α_2 , следует определить значение критерия Re для воздуха при поперечном обтекании им шахматного пучка труб холодильника.

Примем, что фронтальное к потоку воздуха сечение аппарата будет $L \times B = 4 \times 4$ м² (рис. 2.5) с шагом труб по ширине пучка $S_1 = 0,052$ м. Шаг труб по глубине пучка S_2 найдем следующим образом:

$$S_2 = \sqrt{S_1^2 - \left(\frac{S_1}{2} \right)^2} = \sqrt{52 - \left(\frac{52}{2} \right)^2} = 45 \text{ мм}$$

Определим число n труб в одном горизонтальном ряду пучка (рис. 2.5) из формулы:

$$B = (n - 1) S_1 + d_3$$

Получим:

$$n - 1 + \frac{B - d_3}{S_1} = 1 + \frac{4 - 0,028}{0,052} = 76$$

В дальнейшем уточним это число расчетом отдельных секций пучка. Примем число рядов труб по вертикали одной секции $n_{\text{в}} = 6$.

Определим площадь сжатого (наименьшего) сечения в пучке труб, через которое проходит воздух.

$$F_c = L(B - nd_3) = 4(4 - 76 \cdot 0,028) = 7,5 \text{ м}^2$$

Скорость воздушного потока в сжатом сечении:

$$w_0 = \frac{V_d}{F_c} = \frac{64}{7,5} = 8,5 \text{ м/с}$$

где V_d — действительный секундный расход воздуха (берется из паспортных данных на вентилятор),
м³/с.

Средняя температура воздуха:

$$T_{\text{ср. 2}} = \frac{T'_2 + T''_2}{2} = \frac{299 + 333}{2} = 316 \text{ К}$$

По табл. 2.1 находим интерполированную кинематическую вязкость воздуха при его средней температуре $\nu = 17,26 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$

Теперь определим величину критерия Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{w_0 d_3}{\nu} = \frac{8,5 \cdot 0,028}{17,26 \cdot 10^{-6}} = 13\,800$$

Коэффициент теплоотдачи α_2 определим из уравнения [49, с. 191], справедливого при $\text{Re} = 2 \cdot 10^2 \div 0,2 \cdot 10^6$.

$$\text{Nu} = 0,37 \varepsilon_{\text{ат}} \text{Re}^{0,6}$$

Получим:

$$\alpha_2 = 0,37 \frac{\lambda}{d_3} \varepsilon_{\text{ат}} \text{Re}^{0,6} = 0,37 \frac{0,0273}{0,028} \cdot 1 \cdot 13\,800^{0,6} = 105 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

где $\varepsilon_{\text{ат}} = 1$ — поправочный коэффициент, учитывающий угол атаки, принимается по таблице [49, с. 190]; $\lambda = 0,0273 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности воздуха при его средней температуре, $T_{\text{ср. 2}} = 316 \text{ К}$ (табл. 2.1).

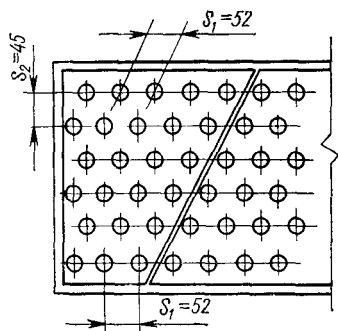


Рис. 2.5 Схема размещения труб в воздушном холодильнике.

6. Коэффициент теплопередачи для пучка гладких труб

Для биметаллических труб (латунь — алюминий) и загрязненной поверхности теплообмена (внутренней и наружной) этот коэффициент определяется по формуле

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{з. в}} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{л}} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{а}} + \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{\text{з. н}} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

где $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.в.}$ — тепловое сопротивление внутреннего слоя загрязнения [принимая для прямогонного керосина равным $0,00035 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$ (см. Приложение 5)]; $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_л = \frac{0,002}{91,9} = 0,000022 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$ — тепловое сопротивление латунной стенки трубы при $\delta = 0,002 \text{ м}$ и $\lambda = 91,9 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_а = \frac{0,0015}{205} = 0,000073 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$ — тепловое сопротивление алюминиевого слоя трубы при $\delta = 0,0015 \text{ м}$ и $\lambda = 205 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; $\left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н.}$ — тепловое сопротивление наружного слоя загрязнения — выбираем в пределах $0,00017 - 0,00086$ [50], для дальнейшего расчета эта величина принята равной $0,00060 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$.

Подставив эти значения в формулу получим:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{1676} + 0,00035 + 0,000022 + 0,000073 + 0,00060 + \frac{1}{105}} = 90 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

7. Средний температурный напор

При многоходовом потоке теплоносителя в трубном пространстве холодильника (в нашем случае — керосин) и одноходовом потоке теплоносителя в межтрубном пространстве (в нашем случае — воздух) средний температурный напор определяется по методу Белоконя [5, с. 561]:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\tau_{\text{макс}} - \tau_{\text{мин}}}{2,3 \lg \frac{\tau_{\text{макс}}}{\tau_{\text{мин}}}}$$

Здесь $\Delta T_{\text{ср}}$ — средний температурный напор, К; $\tau_{\text{макс}}$, $\tau_{\text{мин}}$ — соответственно бо́льшая и меньшая разность температур, определяемая по формулам:

$$\tau_{\text{макс}} = \theta + 0,5 \Delta T$$

$$\tau_{\text{мин}} = \theta - 0,5 \Delta T$$

где θ — разность среднеарифметических температур горячего и холодного теплоносителей

$$\theta = \frac{T'_1 + T''_1}{2} - \frac{T'_2 + T''_2}{2}$$

а ΔT — характеристическая разность температур.

Рассчитаем ΔT по формуле:

$$\Delta T = \sqrt{(\Delta T_1 + \Delta T_2)^2 - 4P \Delta T_1 \Delta T_2}$$

где $\Delta T_1 = T'_1 - T''_1$ — перепад температур в горячем потоке; $\Delta T_2 = T'_2 - T''_2$ — перепад температур в холодном потоке; P — индекс противоточности. В нашем случае $P = 0,98$ [5, с. 562].

Имеем

$$\Delta T_1 = 377 - 315 = 62\text{K}$$

$$\Delta T_2 = 333 - 299 = 34\text{K}$$

$$\Delta T = \sqrt{(62 + 34)^2 - 4 \cdot 0,98 \cdot 62 \cdot 34} = 30,9\text{K}$$

$$\theta = \frac{377 + 315}{2} - \frac{299 + 333}{2} = 30\text{K}$$

$$\tau_{\text{макс}} = 30 + 0,5 \cdot 30,9 = 45,5\text{K}$$

$$\tau_{\text{мин}} = 30 - 0,5 \cdot 30,9 = 14,5\text{K}$$

Тогда

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{45,5 - 14,5}{2,3 \lg \frac{45,5}{14,5}} = 27,3\text{K}$$

Проверим температуру стенки трубы.

Температуру стенки трубы со стороны керосина найдем по формуле:

$$T_{w1} = T_{\text{ср}1} - \frac{k \Delta T_{\text{ср}}}{\alpha_1} = 73 - \frac{90 \cdot 27,3}{1676} = 71,5\text{K}$$

Найденная температура близка к ранее принятой $T_{w1} = 71\text{ K}$.

8. Коэффициент теплоотдачи α_k при поперечном обтекании воздухом пучка оребренных труб

При спиральном оребрении труб, расположенных в шахматном порядке, для определения коэффициента теплоотдачи [в Вт/(м²·К)] воспользуемся формулой [51]:

$$\alpha_k = 0,364\lambda \left(\frac{\rho_{\text{в}} \omega'_0}{\mu} \right)^{0,68} \text{Pr}^{0,33} d_1^{-0,77} \delta_p^{0,3} d_4^{0,15}$$

где $\lambda = 0,0273\text{ Вт/(м·К)}$ — коэффициент теплопроводности воздуха при его средней температуре (табл. 21), $\rho_{\text{в}}$ — плотность воздуха при $T_{\text{ср}2}$, кг/м³; ω'_0 — скорость воздушного потока в сжатом (узком) сечении одного ряда труб оребренного пучка, м/с; μ — динамическая вязкость воздуха при $T_{\text{ср}2}$, Па·с, $\text{Pr} = 0,71$ — критерий Прандтля при $T_{\text{ср}2}$; δ_p — средняя толщина ребра, м.

Величину ω'_0 определим по формуле [52]:

$$\omega'_0 = \omega_1 \frac{\sigma}{\sigma - 1 - 2 \frac{\sigma_p}{d_3} \cdot \frac{h_p}{d_3} \cdot \frac{d_3}{S_p}}$$

где ω_1 — скорость набегающего воздушного потока при входе в трубный пучок, т. е. в свободном сечении перед секциями

оребранных труб; $\sigma = S_{\pi}/d_3$ (S_{π} — поперечный шаг оребранных труб, принятый ранее равным 0,052 м)

$$\sigma = \frac{0,052}{0,028} = 1,86$$

$h_p = 0,0105$ м — высота ребра; $S_p = 0,0035$ м — шаг ребер.

Скорость набегающего воздушного потока:

$$w_n = \frac{V_d}{LB} = \frac{V_d}{F_{св}}$$

где V_d — действительный секундный расход воздуха, м/с; $F_{св} = L \times B = 4 \times 4 = 16$ м² — фронтальное к потоку воздуха сечение аппарата.

Таким образом

$$w_n = \frac{64}{16} = 4 \text{ м/с}$$

Средняя толщина ребра:

$$\delta_p = \frac{\delta_1 + \delta_2}{2}$$

где $\delta_1 = 0,0006$ м — толщина ребра в его вершине; $\delta_2 = 0,0011$ м — толщина ребра в его основании.

Имеем:

$$\delta_p = \frac{0,0006 + 0,0011}{2} = 0,00085 \text{ м}$$

Скорость воздушного потока в сжатом сечении:

$$w'_0 = \frac{4 \cdot 1,86}{1,86 - 1 - 2 \frac{0,00085}{0,028} \cdot \frac{0,0105}{0,028} \cdot \frac{0,028}{0,0025}} = 10,6 \text{ м/с}$$

Динамическая вязкость воздуха при $T_{ср} 2$:

$$\mu = \nu \rho_v = 17,26 \cdot 10^{-6} \cdot 1,1166 = 19,26 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

(численные значения ν и ρ_v взяты из табл. 2.1).

Подставив в формулу значения всех величин, получим:

$$\alpha_k = 0,364 \cdot 0,0273 \left(\frac{1,1166 \cdot 10,6}{19,26 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,68} \cdot 0,71^{0,33} \cdot 0,028^{-0,77} \times \\ \times 0,00085^{0,3} \cdot 0,049^{0,15} = 95 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплоотдачи α_k сильно зависит от диаметра трубы d_3 , несколько меньше от толщины ребра δ_p и почти не зависит от диаметра ребра d_4 .

9. Приведенный коэффициент теплоотдачи $\alpha_{пр}$ со стороны воздуха в случае пучка оребранных труб

Приведенный коэффициент теплоотдачи $\alpha_{пр}$ учитывает конвективный теплообмен между оребранный поверхностью и потоком воздуха и передачу тепла теплопроводностью через металл ребер.

Его величину необходимо знать, чтобы определить коэффициент теплопередачи k .

В литературе отсутствуют надежные данные, позволяющие подсчитать $\alpha_{пр}$ для случая ребристой спиральной поверхности. Ввиду малого шага спирали определяем приведенный коэффициент теплоотдачи по формуле [53, с. 137] для дисковых (круглых) ребер:

$$\alpha_{пр} = \frac{1 + \frac{F_p}{F_n} (E \epsilon_{\Delta} - 1)}{1 + \beta_3 \psi \alpha_k} \psi \alpha_k$$

где F_p — поверхность ребер, приходящаяся на 1 м длины трубы, $\text{м}^2/\text{м}$; F_n — полная наружная поверхность 1 м оребренной трубы, $\text{м}^2/\text{м}$; E — коэффициент эффективности ребра, учитывающий понижение его температуры по мере удаления от основания, — находим по рис. 2.6 [53, с. 52]; ϵ_{Δ} — коэффициент, учитывающий трапециевидную форму сечения ребра, — находим по рис. 2.7 [53, с. 52]; $\psi = 0,85$ — экспериментально найденный коэффициент, учитывающий неравномерность теплоотдачи по поверхности ребра; $\beta_3 = \left(\frac{\delta}{\lambda}\right)_{з.н} = 0,00060$

$\text{м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$ — тепловое сопротивление загрязнения наружной поверхности трубы, принимаемое (для сравнения) равным тепловому сопротивлению наружного загрязнения поверхности гладких труб (см. выше).

Находим поверхность ребер, приходящуюся на 1 м длины трубы (см. рис. 2.4):

$$F_p = \pi x \left(2 \frac{d_4^2 - d_3^2}{4} + d_4 \delta_{сп} \right)$$

где $x = 286$ — число спиральных витков ребер, приходящихся на 1 м длины трубы. Имеем:

$$F_p = 3,14 \cdot 286 \left(2 \frac{0,049^2 - 0,028^2}{4} + 0,049 \cdot 0,00085 \right) = 0,761 \text{ м}^2/\text{м}$$

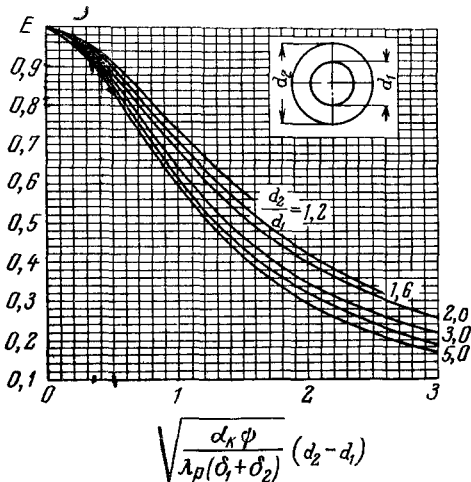


Рис. 2.6. График для определения коэффициента E .

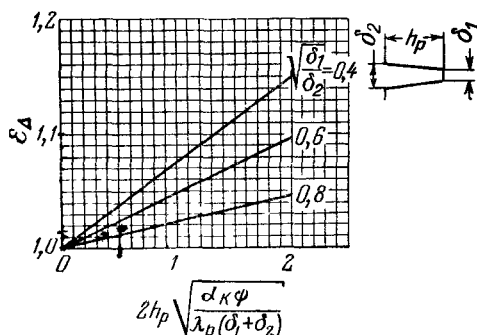


Рис. 2.7. График для определения коэффициента Σ_{Δ} .

Определяем наружную поверхность участков гладкой трубы между ребрами, приходящуюся на 1 м длины трубы:

$$F_{\text{тр}} = \pi d_3 (1 - x \delta_2) = 3,14 \cdot 0,028 (1 - 286 \cdot 0,0011) = 0,06 \text{ м}^2/\text{м}$$

где δ_2 — ширина ребер у основания (см. рис. 2.4).

Полная наружная поверхность 1 м оребренной трубы будет равна:

$$F_{\text{п}} = F_{\text{р}} + F_{\text{тр}} = 0,761 + 0,06 = 0,821 \text{ м}^2/\text{м}$$

Предварительно вычисляем соотношения, необходимые для пользования рис. 2.6 и 2.7:

$$\frac{d_4}{d_3} = \frac{49}{28} = 1,75 \quad \text{и} \quad \sqrt{\frac{\delta_1}{\delta_2}} = \sqrt{\frac{0,6}{1,1}} = 0,738$$

Чтобы учесть наружное загрязнение труб, необходимо вычислить подкоренные выражения аргументов графических зависимостей (см. рис. 2.6 и 2.7) и поделить их на величину $(1 + \beta_3 \psi \alpha_{\text{к}})$.

Получим:

$$\begin{aligned} & \sqrt{\frac{\alpha_{\text{к}} \psi}{\lambda_{\text{а}} (\delta_1 + \delta_2) (1 + \beta_3 \psi \alpha_{\text{к}})}} (d_4 - d_3) = \\ & = \sqrt{\frac{95 \cdot 0,85}{201,2 (0,0006 + 0,0011) (1 + 0,00026 \cdot 0,85 \cdot 95)}} (0,049 - 0,028) = 0,3 \end{aligned}$$

Здесь $\lambda_{\text{а}} = 201,2 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности алюминиевого ребра трубы.

Так как $d_4 - d_3 = 2h_{\text{р}}$, то

$$2h_{\text{р}} \sqrt{\frac{\alpha_{\text{к}} \psi}{\lambda_{\text{а}} (\delta_1 + \delta_2) (1 + \beta_3 \psi \alpha_{\text{к}})}} = 0,3$$

Тогда по рис. 2.6 $E = 0,96$, по рис. 2.7 $\epsilon_{\Delta} = 1,02$.

Определяем приведенный коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_{\text{пр}} = \left[1 + \frac{0,761}{0,84} (0,96 \cdot 1,02 - 1) \right] \frac{0,85 \cdot 95}{1 + 0,00060 \cdot 0,85 \cdot 95} = 76 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

10. Коэффициент теплопередачи для пучка оребренных труб

Ведем расчет на единицу гладкой поверхности трубы по формуле [45, с. 196].

$$k_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{в}}} + \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{з в}} + \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{л}} + \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{а}} + \left(\frac{\delta}{\lambda} \right)_{\text{з н}} + \frac{F_{\text{ст}}}{F_{\text{п}}} \cdot \frac{1}{\alpha_{\text{пр}}}}$$

где $F_{\text{ст}}$ — поверхность гладкой трубы (по наружному диаметру), приходящаяся на 1 м ее длины

$$F_{\text{ст}} = \pi d_3 \cdot 1 = 3,14 \cdot 0,028 \cdot 1 = 0,088 \text{ м}^2/\text{м}$$

Все остальные величины и обозначения — прежние. Получим:

$$k_0 = \frac{1}{\frac{1}{1676} + 0,00035 + 0,00022 + 0,000073 + 0,00060 + \frac{0,088}{0,821} \cdot \frac{1}{76}} = 330 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Следовательно, при прочих равных условиях оребрение гладкой поверхности трубы со стороны воздуха приводит к значительному увеличению коэффициента теплопередачи (в $\frac{330}{90} = 3,7$ раза).

✓ 4

11. Поверхность теплообмена холодильника и компоновка труб в нем

Находим поверхность теплообмена холодильника с оребренными трубами, отнесенную к гладким трубам, так как значение k_0 для этих труб также рассчитывалось на единицу гладкой поверхности трубы.

$$F = \frac{Q_1}{k_0 \Delta T_{cp}} = \frac{13 \cdot 10^6}{330 \cdot 27,3} = 145 \cdot \text{м}^2$$

Количество труб:

$$N = \frac{F}{F_1} = \frac{145}{0,352} = 412$$

где $F_1 = 3,14 \cdot 0,028 \cdot 4 = 0,352 \text{ м}^2$ — поверхность теплообмена одной трубы.

Если бы наружная поверхность труб не была оребрена, то поверхность теплообмена аппарата

$$F_1 = \frac{Q_1}{k \Delta T_{cp}} = \frac{13 \cdot 10^6}{90 \cdot 27,3} = 529 \text{ м}^2$$

т. е. была бы больше в

$$\frac{F_1}{F} = \frac{529}{145} = 3,7 \text{ раза}$$

Определим число n_1 труб для одного хода керосина при принятой ранее скорости движения керосина $w = 1,5 \text{ м/с}$:

$$n_1 = \frac{G_1 \cdot 4}{3600 \rho_{cp} \cdot \pi d_1^2 w} = \frac{35\,000 \cdot 4}{3600 \cdot 760 \cdot 3,11 \cdot 0,021^2 \cdot 1,5} = 25 \text{ труб}$$

Для удобства монтажных работ пучок труб распределим на три секции, в каждой секции разместим по 141 трубе. Схема компоновки пучка одной секции аппарата показана на рис. 2.8, а.

Из этой схемы видно, что охлаждаемый продукт — керосин последовательно делает 6 ходов в секции, причем в каждом из них движется одновременно по 24 и 23 трубам.

Такая схема теплообмена называется смешанно-перекрестным током. Индекс противоточности для нее $P = 1$. Выше при расчете было принято $P = 0,98$. Это не вносит сколько-нибудь заметной погрешности в определение величины $\Delta T_{\text{ср}}$.

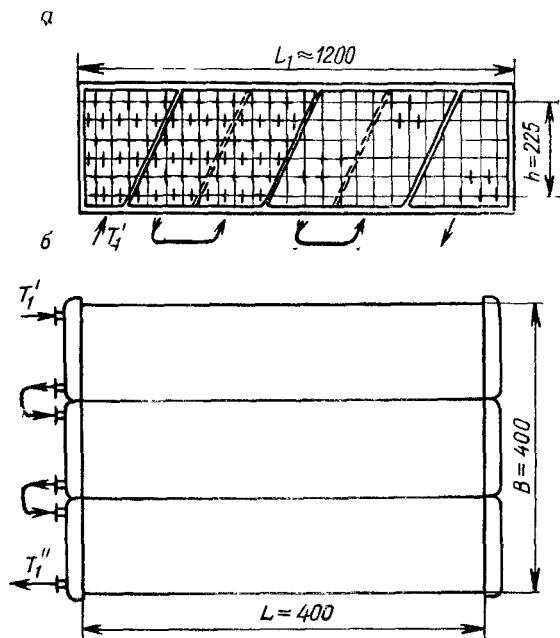


Рис. 2.8. Схема движения керосина в трубном пучке (а) и компоновка трубных пучков (б).

Как видно из схемы расположения труб в секциях, общее число труб в холодильнике составляет $N_d = 423$.

12. Аэродинамическое сопротивление пучка труб

Аэродинамическое сопротивление пучка труб (в Па) определяем по формуле [52, с. 93]:

$$\Delta P = 9,7 \frac{\rho_v}{g} (w'_0)^2 n_v \left(\frac{S_p}{d_3} \right)^{-0,72} \text{Re}^{-0,21}$$

где $\rho_v = 1,18 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при его начальной температуре; $w'_0 = 10,6 \text{ м/с}$ — скорость воздуха в сжатом (узком) сечении оребренного трубного пучка; $n_v = 6$ — число горизонтальных рядов труб в пучке (по вертикали); $d_3 = 0,028 \text{ м}$ — наружный диаметр трубы (см рис 2.4).

Критерии Реннольдса, отнесенный к диаметру труб d_3 :

$$\text{Re} = \frac{w'_0 d_3}{\nu_{\text{ср. 2}}} = \frac{10,6 \cdot 0,028}{17,26 \cdot 10^{-6}} = 16800$$

Подставляя указанные величины в формулу, получим:

$$\Delta P = 9,7 \frac{1,18}{9,81} \cdot 10,6^2 \cdot 6 \left(\frac{0,0035}{0,0280} \right)^{-0,72} \cdot 16800^{-0,24} = 334 \text{ Па}$$

Выбранный выше вентилятор ЦАГИ УК-2М развивает напор до 403 Па, поэтому он с известным запасом по производительности и напору обеспечит работу холодильника.

✓ 13. Мощность электродвигателя к вентилятору

Расход электроэнергии для вентилятора (в кВт) определим по формуле:

$$N_э = 0,00981 \frac{V_в \Delta P}{\eta}$$

где $\eta = 0,62$ — к. п. д. вентилятора (принимается). Имеем:

$$N_э = 0,00981 \frac{32 \cdot 334}{9,81 \cdot 0,62} = 17,5 \text{ кВт}$$

При подборе электродвигателя расчетную мощность следует увеличить на 10% для обеспечения пуска двигателя. Поэтому действительная мощность двигателя:

$$N_{э,д} = 1,1 N_э = 1,1 \cdot 17,5 = 20 \text{ кВт}$$

Согласно [48, с 67, табл. 11], установочная мощность электродвигателя составляет 53 кВт. Коэффициент использования установочной мощности

$$\varphi = \frac{N_{э,д}}{N_{уст}} = \frac{20}{53} \approx 0,37$$

Как правило, $\varphi = 0,3 \div 0,5$.

КОЖУХОТРУБЧАТЫЙ КОНДЕНСАТОР-ХОЛОДИЛЬНИК

Рассчитать кожухотрубчатый конденсатор-холодильник установки каталитического крекинга при следующих исходных данных: в конденсатор-холодильник из ректификационной колонны поступает парогазовая смесь в количестве 79740 кг/ч, в том числе сухого газа 8440 кг/ч, бутан-бутиленовой фракции 12300 кг/ч, дебутанизированного бензина 56000 кг/ч, водяного пара 3000 кг/ч; относительная плотность дебутанизированного бензина $\rho_{277}^{291} = 0,745$; начальная температура охлаждающей воды $T'_2 = 298 \text{ К}$; давление на верху ректификационной колонны $157 \cdot 10^3 \text{ Па}$ (1,6 ат).

Состав углеводородной части газов и паров, поступающих в аппарат, приводится в табл. 22, кривая ИТК дебутанизированного бензина изображена на рис. 29

Особенности работы конденсаторов-холодильников и общие принципы их технологического расчета достаточно подробно изложены в литературе [5, с 563—566]. Ниже приводится поверочный расчет стандартного кожухотрубчатого конденсатора-холодильника

установки каталитического крекинга. В этом аппарате происходит неполная конденсация продуктов парогазового потока, который затем в газосепараторе разделяется на жирный газ, нестабильный бензин и воду. Жирный газ содержит небольшое количество водяного пара и значительное количество бензиновых фракций, нестабильный бензин содержит заметное количество растворенных газов с высокой летучестью. Именно поэтому жирный газ и нестабильный бензин направляются на газофракционирующую установку, на которой получают стабильный бензин, бутан-бутиленовую и пропан-пропиленовую фракции и сухой газ. Подробно об этом сказано в литературе [54, с. 216—219].

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА КОНДЕНСАТОРА-ХОЛОДИЛЬНИКА

1. Определяют температуру парогазового потока на входе в конденсатор-холодильник. Она должна равняться температуре на верху колонны, из которой этот поток поступает в конденсатор-холодильник. Углеводородная часть потока представляет насыщенные пары, поэтому их температуру нужно определять по уравнению изотермы паровой фазы методом постепенного приближения. Так как дебутанизированный бензин является сравнительно широкой фракцией, то для большей точности расчета разбиваем его на четыре узких фракции, каждую из которых принимаем за условный компонент с температурой кипения, равной средней температуре кипения этой узкой фракции по ИТК бензина. С другой стороны, в целях некоторого упрощения расчета этан и этилен объединяются в одну этан-этиленовую фракцию, летучесть которой будет определяться как для этана; пропан и пропилен будут считаться одной пропан-пропиленовой фракцией, с летучестью, определяемой по пропану; бутаны и бутилены считаются одной бутан-бутиленовой фракцией, с летучестью, определяемой по бутану.

2. Определяют температуру в конце первой зоны конденсатора-холодильника. В этой зоне происходит частичная конденсация углеводородной части паров, а водяные пары достигают температуры насыщения. Расчет температуры в конце первой зоны ведется по следующей схеме: а) задаются несколькими значениями этой температуры и при каждом из них находят долю несконденсировавшихся углеводородных паров по методу Трегубова, а затем строят кривую «доля паров — температура»; б) по этой кривой при нескольких температурах определяют доли паров, рассчитывают соответствующие им парциальные давления водяного пара и строят кривую «парциальное давление водяного пара — температура»; в) при тех же температурах (или любых других в том же интервале) находят давление насыщенного водяного пара в чистом виде и на графике (п. «б») строят кривую «давление насыщенного водяного пара — температура»; г) координатами точки пересечения двух последних кривых будут температура в конце первой зоны и соответствующее ей парциальное давление

насыщенного водяного пара; д) по кривой (п. «а») находят долю паров, соответствующую температуре в конце первой зоны.

3. Во второй зоне конденсатора-холодильника будет происходить совместная конденсация углеводородных и водяных паров. Температура в конце второй зоны, а значит и на выходе из конденсатора-холодильника, будет зависеть от начальной температуры охлаждающей воды: чем ниже последняя, тем ниже температура на выходе из аппарата и выше степень конденсации паров. Однако полной конденсации паров не произойдет и, как сказано выше, конденсатор-холодильник будет покидать поток, находящийся в парожидком состоянии. Температура в конце второй зоны или, что все равно, на выходе из аппарата должна назначаться на 10—15 К выше начальной температуры охлаждающей воды. При этой температуре рассчитывают, по методу Трегубова, долю паров (а следовательно, и долю конденсата) на выходе парожидкого потока из конденсатора-холодильника и количества каждого компонента в парах и конденсате. Определяют также количество сконденсировавшегося водяного пара.

4. На основе результатов предыдущих расчетов рассчитывают тепловые нагрузки обеих зон конденсатора-холодильника.

5. Определяют расход охлаждающей воды и ее температуру в конце первой зоны аппарата.

6. Выбирают тип кожухотрубчатого конденсатора-холодильника по существующим нормам. Для этого на основании практических данных выбирают коэффициент теплопередачи в проектируемом аппарате, а также рассчитывают средний температурный напор в нем. Затем определяют предполагаемую поверхность теплообмена, а по ней выбирают подходящий стандартный аппарат. Следует учесть при этом, чтобы скорость воды, проходящей по трубкам, не была низкой, так как коэффициент теплоотдачи от стенок труб к воде ниже, чем коэффициент теплоотдачи со стороны конденсирующихся паров, и, следовательно, им будет определяться значение коэффициента теплопередачи в аппарате.

7. Определяют средние температурные напоры в обеих зонах конденсатора-холодильника.

8. Определяют коэффициенты теплопередачи для обеих зон выбранного в п. 6 стандартного аппарата.

9. Определяют поверхности теплообмена каждой зоны аппарата, общую поверхность теплообмена и необходимое число аппаратов ранее выбранной конструкции.

РАСЧЕТ

1. Температура смеси углеводородных и водяных паров на входе в конденсатор-холодильник

Задача сводится к определению температуры на верху колонны, из которой углеводородные пары (табл. 2.2) в смеси с водяным паром поступают в конденсатор-холодильник. С целью некоторого упрощения расчета давление в аппарате считаем

Таблица 2.2

Компоненты . . .	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₃ H ₈	изо C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	изо C ₄ H ₁₀	n C ₄ H ₁₀	Дебутани- зирован- ный бензин	Сумма
Количе- ство, кг/ч	100	1560	620	1190	3170	1800	5490		6900		56 000	76 740

постоянным и равным $\pi = 157 \cdot 10^3$ Па (1,6 ат). Для всех последующих расчетов принимаем, что углеводородная часть парогазовой смеси, поступающей в конденсатор-холодильник, состоит из следующих компонентов: водорода, метана, этан-этиленовой фракции, пропан-пропиленовой фракции, бутан-бутиленовой фракции и четырех узких фракций дебутанизированного бензина, с содержанием каждой из них в бензине по 25 масс. %.

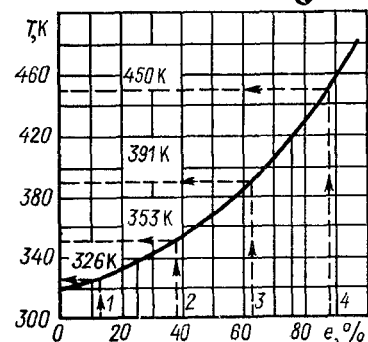


Рис. 2.9. График разгонки дебутанизированного бензина по ИТК

а. Среднюю температуру кипения узкой фракции бензина находим как температуру ее 50%-го отгона (выкипания) по ИТК. В нашем случае по рис. 2.9 будем иметь: $T_{\text{ср.1}} = 326$ К, $T_{\text{ср.2}} = 353$ К, $T_{\text{ср.3}} = 391$ К, $T_{\text{ср.4}} = 450$ К.

б. Среднюю молекулярную массу каждой узкой фракции определяем по формуле Войнова:

$$M = 52,63 - 0,246T_{\text{ср.}i} + 0,001T_{\text{ср.}i}^2$$

Средняя молекулярная масса первой бензиновой узкой фракции:

$$M_1 = 52,63 - 0,246 \cdot 326 + 0,001 \cdot 326^2 = 79$$

Аналогично получим: $M_2 = 90$, $M_3 = 109$, $M_4 = 145$

Находим среднюю молекулярную массу бензина:

$$M_6 = \frac{1}{\sum_{i=1}^4 \frac{c_i}{M_i}}$$

где c_i — массовые доли узких фракций — компонентов в бензине ($c_1 = c_2 = c_3 = c_4 = 0,25$). Имеем:

$$M_6 = \frac{1}{\frac{0,25}{79} + \frac{0,25}{90} + \frac{0,25}{109} + \frac{0,25}{145}} = 104$$

в. По массовым количествам (табл. 2.2) и молекулярным массам углеводородов определим молекулярные массы углеводородных фракций по формуле:

$$M_{ci} = \frac{m_1 + m_2 + \dots + m_n}{\frac{m_1}{M_1} + \frac{m_2}{M_2} + \dots + \frac{m_n}{M_n}}$$

где $m_1, m_2, \dots, m_n$ — массовые количества углеводородов, входящих в данную фракцию; $M_1, M_2, \dots, M_n$ — молекулярные массы этих углеводородов. Этан-этиленовая фракция ($\sum C_2$):

$$M_{C_2} = \frac{620 + 1190}{\frac{620}{28} + \frac{1190}{30}} = 29,4$$

Пропан-пропиленовая фракция ($\sum C_3$):

$$M_{C_3} = \frac{3170 + 1800}{\frac{3170}{42} + \frac{1800}{44}} = 42,6$$

Бутан-бутиленовая фракция ($\sum C_4$)

$$M_{C_4} = \frac{5400 + 6900}{\frac{5400}{56} + \frac{6900}{58}} = 57,1$$

г. Мольный состав парогазовой смеси, поступающей в конденсатор-холодильник, рассчитан на основе данных, полученных выше (табл. 2.3).

Таблица 2.3

Номер компонента	Наименование	M	Массовое количество, кг/ч	Массовая доля c_i	Число молей, кмоль/ч	Мольная доля c'_i
1	H	2	100	0,0013	50	0,0455
2	CH ₄	16	1 560	0,0205	97,5	0,0887
3	$\sum C_2$ (этан)	29,4	1 810	0,0235	61,6	0,0561
4	$\sum C_3$ (пропан)	42,6	4 970	0,0661	116,7	0,1062
5	$\sum C_4$ (бутан)	57,1	12 300	0,161	215,4	0,1960
6	Первая узкая фракция бензина	79	14 000	0,183	177,2	0,1612
7	Вторая узкая фракция бензина	90	11 000	0,183	155,6	0,1416
8	Третья узкая фракция бензина	109	11 000	0,183	128,4	0,1168
9	Четвертая узкая фракция бензина	115	14 000	0,183	96,6	0,0879
	Сумма	—	76 740	1,005 ≈ 1	1099,0	1,0
	Водяной пар	18	3 000	—	166,7	—

д. Температуру T'_1 паров на входе в конденсатор-холодильник определяем методом постепенного приближения по уравнению изотермы паровой фазы [1, с. 113]:

$$\sum_1^9 \frac{c'_i}{k_i} = N$$

Здесь c'_i — мольные доли компонентов в смеси (табл. 2.3); k_i — константы фазового равновесия компонентов при давлении $\pi = 157 \cdot 10^3$ Па (1,6 ат) и температуре T'_1 , определяемые по формуле:

$$k_i = \frac{P_i}{\pi}$$

в которой P_i — давления насыщенных паров компонентов при температуре T'_1 ; N — коэффициент, учитывающий влияние водяного пара на состояние системы [1, с. 112]:

$$N = 1 + \frac{Z'}{e'L'} = \frac{1}{1 - y'_Z} = \frac{\pi}{\pi - p_Z}$$

где $p_Z = \pi y'_Z$ — парциальное давление водяного пара в смеси с углеводородными парами; y'_Z — мольная доля водяных паров в их смеси с углеводородными парами, равная

$$y'_Z = \frac{Z'}{Z' + L'}$$

В последней формуле Z' — количество водяного пара (табл. 2.3), кмоль/ч; L' — количество молей углеводородной смеси, поступающей в конденсатор-холодильник (табл. 2.3), кмоль/ч

Найдем величину N для нашего случая:

$$N = \frac{1}{1 - y'_Z} = \frac{1}{1 - \frac{166,7}{166,7 + 1099}} = 1,152$$

Примем $T'_1 = 393$ К и по диаграмме Кокса [55, с. 45; 56] найдем давления насыщенных паров всех компонентов (табл. 2.3), кроме водорода. Разделив давление пара каждого из них на π , найдем константы фазового равновесия компонентов: $k_2 = 246$, $k_3 = 82$, $k_4 = 35$, $k_5 = 14,7$, $k_6 = 4,32$, $k_7 = 1,64$, $k_8 = 0,67$, $k_9 = 0,102$. Для водорода константу фазового равновесия находим по номограмме [57]; $k_1 = 350$. Подставив в уравнение изотермы паровой фазы все известные величины, получим:

$$\begin{aligned} \sum_1^9 \frac{c'_i}{k_i} &= \frac{0,0455}{350} + \frac{0,0887}{246} + \frac{0,0561}{82} + \frac{0,1062}{35} + \frac{0,1960}{14,7} + \\ &+ \frac{0,1612}{1,42} + \frac{0,1416}{1,64} + \frac{0,1168}{0,67} + \frac{0,0879}{0,102} = 1,177 \end{aligned}$$

Полученная сумма несколько больше величины N , определенной выше, однако расхождение составляет примерно 2,2%, поэтому пересчета не делаем.

Следовательно, температура $T'_1 = 393$ К.

Водяной пар был бы в насыщенном состоянии, если бы его парциальное давление p_z при $T'_1 = 393$ К было равно давлению насыщенных паров воды P_z при той же температуре. По таблицам насыщенного водяного пара [49, с. 589 или Приложение 4] находим, что при 393 К $P_z = 200 \cdot 10^3$ Па (2,03 ат). Парциальное давление водяного пара в смеси с углеводородными парами при входе в конденсатор равно:

$$p_z = \pi y'_z = 157 \cdot 10^3 \frac{166,7}{166,7 + 1099} = 20,6 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Следовательно, $p_z \ll P_z$, т. е. водяной пар, поступающий в конденсатор-холодильник вместе с углеводородными парами, находится в перегретом состоянии.

2. Температура в конце первой зоны конденсатора-холодильника

В первой зоне аппарата происходит частичная конденсация углеводородных паров в присутствии перегретого водяного пара, который в конце зоны переходит в насыщенное состояние. Это означает, что при температуре T_1 парциальное давление p_{z1} водяного пара станет равным давлению насыщенного водяного пара P_{z1} при той же температуре. Очевидно, что T_1 будет ниже той температуры, при которой $p_{z1} = P_{z1} = 157 \cdot 10^3$ Па (1,6 ат), так как углеводородные пары в первой зоне полностью не конденсируются. Предположив, однако, что $p_z = P_z = 157 \cdot 10^3$ Па, по таблицам насыщенного водяного пара находим, что температура, соответствующая этому давлению паров, ~ 386 К. Следовательно, T_1 должно быть ниже 386 К.

Таблица 2.4

Номера компонентов	Компоненты	$T_1 = 373$ К		$T_1 = 353$ К		$T_1 = 333$ К	
		$P_i \cdot 10^{-6}, \text{ Па}$	$k_i = \frac{P_i}{\pi}$	$P_i \cdot 10^{-6}, \text{ Па}$	$k_i = \frac{P_i}{\pi}$	$P_i \cdot 10^{-6}, \text{ Па}$	$k_i = \frac{P_i}{\pi}$
1	H_2	—	400	—	415	—	450
2	CH_4	36,8	234	33,9	216	30,7	195
3	$\sum \text{C}_2$	11	70	9	57,4	7,14	45,5
4	$\sum \text{C}_3$	4,16	26,6	3,19	20,4	2,13	13,6
5	$\sum \text{C}_4$	1,67	10,6	1,12	7,1	0,71	4,55
6	ДБ ₁ *	0,392	2,48	0,208	1,44	0,132	0,84
7	ДБ ₂	0,161	1,03	0,09	0,57	0,045	0,288
8	ДБ ₃	0,057	0,363	0,03	0,188	0,013	0,083
9	ДБ ₄	0,0085	0,054	0,0036	0,023	0,0014	0,0087

* Сокращенное обозначение каждой из четырех узких фракц в дебутанизированного сырья.

Задаемся несколькими значениями температуры T_1 373, 353 и 333 К. Для каждой температуры по диаграмме Кокса находим значения P_i — давлений насыщенных паров компонентов и рассчитываем k_i — константы фазового равновесия для них. Константы фазового равновесия для H_2 находим по номограмме [57]. Полученные данные сведены в табл. 2.4.

Для каждой из выбранных температур T_1 рассчитываем e'_1 — мольную долю паров в конце первой зоны конденсатора-холодильника аналитическим методом Трегубова по уравнению [1, с. 113]:

$$\sum_1^9 x'_{1i} = \sum_1^9 \frac{c'_i}{1 + e'_1(k_i N - 1)} = 1$$

где x'_{1i} — мольные доли компонентов в конденсате в конце первой зоны; c'_i — мольные доли компонентов в углеводородных парах, поступающих в конденсатор-холодильник (табл. 2.3); N — поправочный коэффициент (см п. 1 расчета).

Для примера рассчитаем e'_1 при $T_1 = 353$ К. После нескольких попыток принимаем $e'_1 = 0,785$.

Находим

$$N = 1 + \frac{166,7}{0,785 \cdot 1099} = 1,194$$

Расчет приведен в табл. 2.5.

Аналогичные расчеты сделаны для T_1 , равной 373 К и 333 К.

Расчет значений y'_{1i} — мольных долей компонентов в парах в конце первой зоны, ведется по уравнению равновесия [1, с. 112]

$$y'_{1i} = k_i N x'_{1i}$$

Результаты расчетов сведены в табл. 2.6.

По данным табл. 2.6 строим кривую (рис. 2.10) зависимости e'_1 от температуры. Чем больше точек (e'_1, T_1), тем точнее кривая $e'_1 = f(T_1)$. Кроме трех рассчитанных (табл. 2.6) точек мы имеем еще одну, соответствующую температуре входа паров в аппарат (393 К). По этой кривой находим значения e'_1 при нескольких произвольных (в интервале 333 — 393 К) температурах, например

$$T_1 = 333 \text{ К} \quad e'_1 = 0,65$$

$$T_1 = 353 \text{ К} \quad e'_1 = 0,785$$

$$T_1 = 373 \text{ К} \quad e'_1 = 0,9$$

$$T_1 = 393 \text{ К} \quad e'_1 = 1,0$$

Рассчитываем парциальные давления водяного пара при этих температурах по формуле

$$p_z = \pi \frac{z'}{z' + e'_1 L'}$$

Таблица 2,5

Номера компонентов	Компоненты	c'_i (табл. 2,3)	k_i (табл. 2,4)	N	$k_i N$	$k_i N - 1$	$1 + e'_1 (k_i N - 1)$	$x'_{1i} = \frac{c'_i}{1 + e'_1 (k_i N - 1)}$	$y'_{1i} = k_i x'_{1i} N$
1	H ₂	0,0455	415	1,194	495	494	389	0,000117	0,0579
2	CH ₄	0,0887	216	1,194	258	257	203	0,000438	0,113
3	$\sum C_2$	0,0561	57,4	1,194	68,6	67,6	54	0,00104	0,0707
4	$\sum C_3$	0,1062	20,4	1,194	24,4	23,4	19,3	0,00551	0,1345
5	$\sum C_4$	0,1960	7,1	1,194	8,5	7,5	6,9	0,0284	0,241
6	ДБ ₁	0,1612	1,44	1,194	1,72	0,72	1,565	0,103	0,177
7	ДБ ₂	0,1416	0,57	1,194	0,68	-0,32	0,75	0,189	0,128
8	ДБ ₃	0,1168	0,188	1,194	0,225	-0,775	0,392	0,301	0,0675
9	ДБ	0,0879	0,023	1,194	0,0275	-0,9725	0,238	0,371	0,0102
	Сумма	1,0	—	—	—	—	—	0,9995 $\approx$ 1	0,9998 $\sim$ 1

Таблица 2,6

Номера компонентов	Компоненты	$T_1 = 373 \text{ K}, e'_1 = 0,9, N = 1,169$		$T_1 = 303 \text{ K}, e'_1 = 0,780, N = 1,194$		$T_1 = 333 \text{ K}, e'_1 = 0,60, N = 1,144$	
		x'_{1i}	y'_{1i}	x'_{1i}	y'_{1i}	x'_{1i}	y'_{1i}
1	H ₂	0,000108	0,0509	0,000117	0,0579	0,000131	0,0695
2	CH ₄	0,000356	0,098	0,000438	0,113	0,000564	0,136
3	$\sum C_2$	0,00076	0,062	0,00104	0,0707	0,00153	0,0858
4	$\sum C_3$	0,00375	0,118	0,00551	0,1345	0,00941	0,158
5	$\sum C_4$	0,0172	0,215	0,0284	0,241	0,049	0,275
6	ДБ ₁	0,0591	0,174	0,103	0,177	0,157	0,163
7	ДБ ₂	0,118	0,144	0,189	0,128	0,246	0,0875
8	ДБ ₃	0,242	0,103	0,301	0,0675	0,282	0,029
9	ДБ ₄	0,556	0,0353	0,371	0,0102	0,248	0,00265
	Сумма	0,9969 $\approx$ 1 *	1,0002 $\approx$ 1 *	0,9995 $\approx$ 1 *	0,9998 $\approx$ 1 *	0,9936 $\approx$ 1 *	1,0065 $\approx$ 1 *

* Ввиду небольших расхождений пересчетов x'_{1i} и y'_{1i} не делаем

Определим p_{z1} для $T_1 = 373$ К:

$$p_{z1} = 157 \cdot 10^3 \frac{166,7}{166,7 + 1099} = 22,6 \cdot 10^3 \text{ Па (0,23 ат)}$$

Аналогичные расчеты сделаем для всех других ранее выбранных температур и результаты сведем в табл. 2.7. По этим данным

Таблица 2.7

Температура T_1 , К	333	353	373	393
$p_{z1} \cdot 10^{-3}$, Па	29,2	25,4	22,6	20,7

строим кривую $p_{z1} = f(T_1)$ зависимости парциального давления водяного пара в смеси с углеводородными парами от температуры в конце первой зоны (рис. 2.11). Как и должно быть, с понижением температуры системы доля углеводородных паров уменьшается вследствие их конденсации, а доля водяных паров и их парциальное давление возрастают.

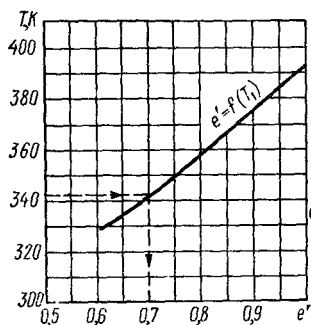


Рис. 2.10 График для определения e' .

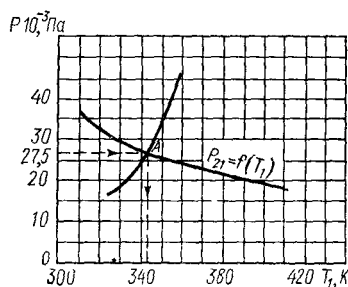


Рис. 2.11. Кривые зависимости p_z и P_z от температуры.

На том же рис. 2.11 построена кривая зависимости давления насыщенного водяного пара от температуры. Данные для построения взяты из таблиц насыщенного водяного пара [49, с. 589]. Точка А пересечения кривых $p_z = f(T_1)$ и $P_z = f(T_1)$ имеет координаты: температуру $T_1 = 340,5$ К и парциальное давление водяного пара $p_{z1} = P_z = 27,5 \cdot 10^3$ Па. Найденная температура $T_1 = 340,5$ К есть температура в конце первой зоны аппарата, так как при ней парциальное давление водяных паров становится равным давлению насыщенного водяного пара (пар достигает состояния насыщения). По графику (рис. 2.10) при $T_1 = 342$ К находим мольную долю углеводородов, находящихся в паровой фазе, в конце первой зоны. Она равна $e'_1 = 0,7$.

Таблица 2.8

Номера компонентов	Компоненты	M_i	$\pi = 157 \cdot 10^3 \text{ Па}, T_1 = 342 \text{ К}, \lambda = 1 + \frac{1 - \pi}{1 - \pi_{\text{св}}} = -$						Количество паров $V'_{1i} = V'_1 y'_{1i} =$ $= 769,3$ кмоль/ч	Количество конденсата $g'_{1i} = g'_1 x'_{1i} =$ $= 329,7$ кмоль/ч	$L'_{1i} =$ $= V'_{1i} + g'_{1i}$ кмоль/ч
			$P_{1i} \cdot 10^{-6},$ Па	k_i	x'_{1i}	y'_{1i}	$M_i x'_{1i}$	$M_i y'_{1i}$			
1	$\text{H}_2 \dots$	2	—	420	0,000126	0,065	0,000252	0,130	50	0,04	50,04
2	$\text{CH}_4 \dots$	16	32,4	206	0,0005	0,1265	0,008	2,02	97,32	0,17	97,49
3	$\sum \text{C}_2 \dots$	29,4	8,16	52	0,00125	0,08	0,037	2,35	61,5	0,41	61,91
4	$\sum \text{C}_3 \dots$	42,6	2,44	15,5	0,0079	0,149	0,336	6,35	114	2,6	116,6
5	$\sum \text{C}_4 \dots$	57,1	0,83	5,3	0,041	0,262	2,34	15,1	202	13,5	215,5
6	$\text{ДБ}_1 \dots$	79	0,18	1,12	0,129	0,175	10,2	13,8	134,6	42,5	177,1
7	$\text{ДБ}_2 \dots$	90	0,052	0,33	0,245	0,0984	22	8,84	75,5	80,6	156,1
8	$\text{ДБ}_3 \dots$	109	0,019	0,12	0,291	0,0425	31,5	4,65	32,7	95,6	128,3
9	$\text{ДБ}_4 \dots$	145	0,002	0,0121	0,285	0,0045	41,5	0,655	3,44	93,8	97,24
	Сумма ..	—	—	—	1,0008 $\approx$ 1	1,003 $\approx$ 1	$M_{x1} \approx 108$	$M_{y1} \approx 54$	$V'_1 \approx 771,06$	$g'_1 \approx 329,22$	$L'_1 \approx 1100,28$

3. Количества углеводородных компонентов в паровой и жидкой фазах в конце первой зоны конденсатора-холодильника

а. Зная долю углеводородных компонентов в парах, найдем количество паров в конце первой зоны:

$$V_1' = e_1' L' = 0,7 \cdot 1099 = 769,3 \text{ кмоль/ч}$$

Количество конденсата в конце первой зоны:

$$g_1' = (1 - e_1') L' = (1 - 0,7) \cdot 1099 = 329,7 \text{ кмоль/ч}$$

б. Чтобы определить количество каждого компонента в паровой и жидкой фазах в конце первой зоны, нужно по формулам [1, с. 112, 113] рассчитать составы фаз при $T_1 = 342 \text{ К}$ и $e_1' = 0,7$. Для этого предварительно, как и ранее, найдем значения P_{11} при 342 К по диаграмме Кокса и определим $k_2, k_3, \dots, k_9$. Константу фазового равновесия водорода найдем по номограмме [57]. Результаты расчетов состава фаз и количеств каждого компонента в парах и конденсате даны в табл. 2.8. Суммарные данные (последняя колонка таблицы) вполне удовлетворительно совпадают с исходными по количеству компонентов парогазовой смеси, поступающих в конденсатор-холодильник.

4. Количества и составы паровой и жидкой фаз на выходе из конденсатора-холодильника

а. Примем температуру T_1'' парожидкой смеси на выходе из аппарата на 10 К выше начальной температуры охлаждающей воды:

$$T_1'' = T_2' + 10 = 298 + 10 = 308 \text{ К}$$

При $T_1'' = 308 \text{ К}$ и $\pi = 157 \cdot 10^3 \text{ Па}$ рассчитаем мольную долю паров и составы жидкой и паровой фаз по уравнениям:

$$x_{2i}' = \sum_1^9 \frac{e_i'}{1 + e_2'(k_i N - 1)} = 1$$

где x_{2i}' — мольные доли компонентов в конденсате на выходе из аппарата, e_i' — мольная доля паров на выходе из аппарата, N — поправочный коэффициент (см. п. 1 расчета), y_{2i}' — мольные доли компонентов в парах на выходе из аппарата.

Расчет ведется методом постепенного приближения.

После нескольких попыток принимаем $e_2' = 0,46$.

Находим:

$$N = \frac{1}{1 - y_2'} = \frac{1}{1 - \frac{P_2}{\pi}} = \frac{1}{1 - \frac{5,61 \cdot 10^3}{157 \cdot 10^3}} = 1,037$$

Таблица 2.9

Номер компонента	Компоненты	c'_i (табл. 2.3)	k_i при 308 К, 157 103 Па	λ	λ	$k_i \lambda - 1$	$(\lambda - 1)$, или $= J, \Delta$	$1 + e'_2 (k_i N - 1)$	$x'_{2i} = \frac{c'_i}{1 + e'_2 (k_i N - 1)}$	$y'_{2i} = k_i N x'_{2i}$
1	H ₂	0,0455	455	1,037	470	499	—	217	0,0021	0,0985
2	CH ₄	0,0847	164	1,937	170	169	—	78,5	0,00113	0,192
3	Σ C ₂	0,0561	31	1,037	32,2	31,2	14	15,4	0,00366	0,118
4	Σ C ₃	0,1062	525	1,037	8,51	7,51	—	4,45	0,0239	0,204
5	Σ C ₄	0,1955	2,22	1,037	2,31	1,31	—	1,601	0,123	0,283
6	HCN	0,1612	0,33	1,037	0,34	—2,66	—0,33	0,695	0,232	0,079
7	H ₂	0,1416	0,13	1,037	0,134	—0,865	—0,97	0,603	0,236	0,0315
8	HCN	0,1165	0,025	1,037	0,026	—0,974	—0,41	0,553	0,212	0,0055
9	HCN	0,0879	0,0016	1,037	0,0017	—0,99583	—0,15	0,541	0,163	0,000028
10	Сумма	1	—	—	—	—	—	—	0,9949 $\approx$ 1	1,0115 $\approx$ 1

Таблица 2.10

Номер компонента	Компонент	t_i	L'_i ккал/ч	Составы паров и жидко-ти				Количество фаз		
				x'_{2i} (табл. 2.9)	y'_{2i} (табл. 2.9)	$M x'_{2i}$	$M_i y'_{2i}$	паров $V'_{2i} = V'_2 y'_{2i}$ кмоль/ч	конденсата $g'_{2i} = g'_2 x'_{2i}$ кмоль/ч	$L'_{2i} = V'_{2i} + g'_{2i}$ кмоль/ч
1	H ₂	5	57	0,00021	0,0935	0,00042	0,1979	49,79	0,13	49,92
2	CH ₄	16	97,5	0,00113	0,192	0,0181	3,06	97	0,67	97,67
3	Σ C ₂	29,4	31,5	0,00366	0,113	0,103	3,46	59,6	2,15	61,75
4	Σ C ₃	47,6	116,7	0,0239	0,204	1,02	8,8	103,1	14,2	117,3
5	Σ C ₄	57,1	215,4	0,123	0,283	7,3	16,3	143	73	216
6	HCN	79	177,2	0,232	0,079	18,4	6,24	40	137	177
7	H ₂	91	155,6	0,236	0,0315	21,3	2,55	15,8	140	155,8
8	HCN	99	128,4	0,212	0,0055	23,1	0,6	2,8	126	128,3
9	HCN	145	30,5	0,163	0,000028	23,6	0,0041	0,001	96,5	96,51
10	Сумма	100	—	0,9949 $\approx$ 1	1,0115 $\approx$ 1	$M x'_2 \approx 94,2$	$M y'_2 \approx 41,1$	$V'_2 \approx 511,1$	$g'_2 \approx 589,65$	$L'_2 \approx 1101,75$

Здесь y'_z — мольная доля насыщенного водяного пара в смеси с углеводородными парами при $T''_1 = 308 \text{ К}$, по закону Дальтона:

$$y'_z = \frac{P_z}{\pi}$$

где P_z — давление насыщенного водяного пара при 308 К , Па.

Константы фазового равновесия компонентов при $T''_1 = 308 \text{ К}$, $\pi = 157 \cdot 10^3 \text{ Па}$ определяются так же, как это делалось выше. Расчет приведен в табл. 2.9.

б. Зная величину e'_2 , найдем количество углеводородных паров на выходе из конденсатора-холодильника:

$$V'_2 = e'_2 L' = 0,46 \cdot 1099 = 505,54 \text{ кмоль/ч}$$

Количество углеводородных компонентов в конденсате на выходе из аппарата:

$$g'_2 = (1 - e'_2) L' = (1 - 0,46) \cdot 1099 = 593,46 \text{ кмоль/ч}$$

Количество несконденсировавшегося водяного пара на выходе из конденсатора-холодильника найдем из формулы:

$$N = 1 + \frac{Z'_2}{e'_2 L'}$$

Получим:

$$Z'_2 = (N - 1) e'_2 L' = (1,037 - 1) \cdot 0,46 \cdot 1099 = 18,7 \text{ кмоль/ч}$$

Следовательно, водяного конденсата на выходе из аппарата будет:

$$Z'_{\text{конд}} = Z' - Z'_2 = 166,7 - 18,7 = 148 \text{ кмоль/ч}$$

В табл. 2.10 дан расчет количеств каждого компонента в паровой и жидкой фазах на выходе из конденсатора-холодильника.

В двух предпоследних колонках табл. 2.10 определены количества каждого компонента в парах и конденсате.

Из табл. 2.10 следует, что значения L'_i и L'_{2i} по каждому компоненту мало отличаются друг от друга. Таким образом, расчеты произведены с достаточной точностью.

Полученные данные положены в основу теплового расчета аппарата.

5. Тепловые нагрузки по зонам конденсатора-холодильника

Первая зона. Чтобы не усложнять расчет определением энтальпий каждого компонента смеси, будем в дальнейшем смесь углеводородных компонентов в любой из фаз считать за один компонент с молекулярной массой, равной молекулярной массе смеси. Водяной пар учитывается отдельно.

Общее выражение для тепловой нагрузки первой зоны конденсатора-холодильника запишем так:

$$Q_1 = L' [q_{T_1}^n - e'_1 q_{T_1}^n - (1 - e') q_{T_1}^{ж}] + Z' (i_{T_1}^n - i_{T_1}^n)$$

где $L' = 1099$ кмоль/ч — количество углеводородной смеси; $q_{T_1}^n = q_{393}^n$ — энтальпия углеводородных паров при входе в аппарат, кДж/кмоль; $q_{T_1}^n = q_{342}^n$ — то же в конце первой зоны, кДж/кмоль; $q_{T_1}^{ж} = q_{342}^{ж}$ — энтальпия конденсата углеводородов в конце первой зоны, кДж/кмоль; $e'_1 = 0,7$ — мольная доля паров в конце первой зоны; $Z' = 166,7$ кмоль/ч — количество водяного пара, поступающего в аппарат; $i_{T_1}^n = i_{393}^n$, $i_{T_1}^n = i_{342}^n$ — энтальпии соответственно перегретого водяного пара при входе в аппарат и насыщенного пара в конце первой зоны, кДж/кмоль.

Пользуясь графиком [4, с. 10], находим энтальпии смесей легких углеводородов.

Молекулярные массы:

а) углеводородных паров на входе в аппарат (табл. 2.3)

$$M_L = \frac{76740}{1099} = 70$$

б) углеводородных паров в конце первой зоны (табл. 2.8)

$$M_{y_1} = 54$$

в) конденсата углеводородов в конце первой зоны (табл. 2.8)

$$M_x = 108$$

Энтальпии:

$$q_{393}^n = 177,5 \cdot 70 = 54\,000 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_{342}^n = 639 \cdot 54 = 34\,500 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_{342}^{ж} = 397 \cdot 108 = 42\,800 \text{ кДж/кмоль}$$

По таблицам энтальпий водяного пара [58] находим:

$$i_{393}^n = 2700 \cdot 18 = 48\,500 \text{ кДж/кмоль}$$

$$i_{342}^n = 2630 \cdot 18 = 47\,400 \text{ кДж/кмоль}$$

Подставляя в уравнение найденные значения величин, получим:

$$Q_1 = 1099 [54\,000 - 0,7 \cdot 34\,500 - (1 - 0,7) \cdot 42\,800] + 166,7 (48\,500 - 47\,400) \approx 18,9 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} \approx 5230 \text{ кВт}$$

Вторая зона. Уравнение для тепловой нагрузки второй зоны:

$$Q_2 = L' [e'_1 q_{T_1}^n + (1 - e'_1) q_{T_1}^{ж} - e'_2 q_{T_1}^n - (1 - e'_2) q_{T_1}^{ж}] + Z' i_{T_1}^n - Z' i_{T_1}^n - Z'_{\text{конд}} T_1'' c_v$$

где $e'_2 = 0,46$ — мольная доля углеводородных паров на выходе из аппарата; $q_{T_1}'' = q_{303}''$ — энтальпия углеводородных паров на выходе из аппарата, кДж/кмоль; $q_{T_1}^{\text{ж}} = q_{308}^{\text{ж}}$ — энтальпия конденсата углеводородов на выходе из аппарата, кДж/кмоль; $Z'_2 = 18,7$ кмоль/ч — количество несконденсировавшегося водяного пара на выходе из аппарата; $Z'_{\text{конд}} = 148$ кмоль/ч — количество водяного конденсата на выходе из аппарата; $i_{T_1}'' = i_{308}''$ — энтальпия насыщенного водяного пара на выходе из аппарата, кДж/кмоль; $T_1' = 308$ К — температура на выходе из конденсатора-холодильника; $c_v = 75$ кДж/(кмоль · К) — мольная теплоемкость воды.

Молекулярные массы:

а) углеводородных паров на выходе из аппарата (табл. 2.11)

$$M_{y_2} = 41,4$$

б) конденсата углеводородов на выходе из аппарата (табл. 2.10)

$$M_{x_2} = 94,2$$

По графику [4, с. 10] получим:

$$q_{308}'' = 555 \cdot 41,4 = 23\,000 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_{308}^{\text{ж}} = 305 \cdot 94,2 = 28\,800 \text{ кДж/кмоль}$$

По таблицам энтальпий водяного пара [58] находим:

$$i_{308}'' = 2560 \cdot 18 = 46\,100 \text{ кДж/кмоль}$$

Все остальные энтальпии были найдены при расчете тепловой нагрузки первой зоны.

Подставляя в уравнение значения всех величин, получим:

$$\begin{aligned} Q_2 &= 1099[0,7 \cdot 34\,500 + (1 - 0,7) 42\,800 - 0,46 \cdot 23\,000 - \\ &- (1 - 0,46) \cdot 28\,800] + 166,7 \cdot 47\,400 - 18,7 \cdot 46\,100 - 148 \cdot 35 \cdot 75 = \\ &= 18,45 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 5130 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Общая тепловая нагрузка конденсатора-холодильника:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 18,9 \cdot 10^6 + 18,45 \cdot 10^6 = 37,35 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 10\,360 \text{ кВт}$$

6. Расход охлаждающей воды и ее температура в конце первой зоны

Не учитывая потерь тепла в окружающую среду и принимая температуру охлаждающей воды на выходе из аппарата $T_2'' = 328$ К, определим расход воды.

Уравнение теплового баланса конденсатора-холодильника.

$$Q = W c_v (T_2'' - T_2')$$

откуда

$$W = \frac{Q}{c_v (T_2'' - T_2')}$$

где W — расход воды, кг/ч; Q — тепловая нагрузка аппарата, кВт; $T_2' = 298 \text{ К}$ — начальная температура воды, $c_v = 4,187 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$ — теплоемкость воды.

Получим:

$$W = \frac{10\,360 \cdot 10^3 \cdot 3,6}{4,187 (328 - 298)} = 297\,000 \text{ кг/ч}$$

Пользуясь схемой распределения температур в конденсаторе-холодильнике (рис. 2.12), легко определить температуру воды из уравнения теплового баланса любой из зон.

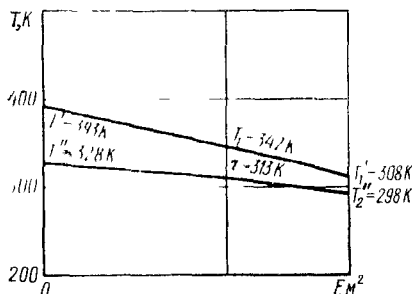


Рис. 2.12. Схема распределения температур в конденсаторе-холодильнике

Тепловой баланс первой зоны:

$$Q_1 = W (T_2'' - \tau_1) c_v$$

откуда

$$\tau_1 = T_2'' - \frac{Q_1}{W c_v} = 328 - \frac{5130 \cdot 10^3 \cdot 3,6}{297\,000 \cdot 4,187} = 313 \text{ К}$$

7. Выбор типа кожухотрубчатого конденсатора-холодильника

Согласно схеме температур в конденсаторе-холодильнике (рис. 2.12), средний температурный напор в аппарате определим по формуле Грасгофа:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{макс}} - \Delta T_{\text{мин}}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{\text{макс}}}{\Delta T_{\text{мин}}}} = \frac{65 - 10}{2,3 \lg \frac{65}{10}} = 27 \text{ К}$$

где

$$\Delta T_{\text{макс}} = T_1' - T_2'' = 393 - 328 = 65 \text{ К}$$

$$\Delta T_{\text{мин}} = T_1'' - T_2' = 308 - 298 = 10 \text{ К}$$

На основании практических данных [5, с. 557] для водяного конденсатора паров бензина в присутствии газа, примем коэффициент теплопередачи в конденсаторе-холодильнике $k = 235 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Тогда поверхность теплообмена будет равна:

$$F = \frac{Q}{k \Delta T_{\text{ср}}} = \frac{10\,360 \cdot 10^3}{235 \cdot 27} = 1633 \text{ м}^2$$

Выбираем конденсатор-холодильник К-10-600 жесткого типа [59]. Конструктивная схема аппарата представлена на рис. 2.13. Необходимые данные по аппарату: наружный диаметр трубок $d_{\text{н}} = 25 \text{ мм}$, толщина стенок трубки $\delta_{\text{ст}} = 2 \text{ мм}$, длина трубки $l_{\text{т}} = 6000 \text{ мм}$, материал трубок — латунь ЛЮ70 — 1, поверхность теплообмена по наружному диаметру составляет 600 м^2 , общее число трубок равно 1250, давление в корпусе $981 \cdot 10^3 \text{ Па}$ (10 ат).

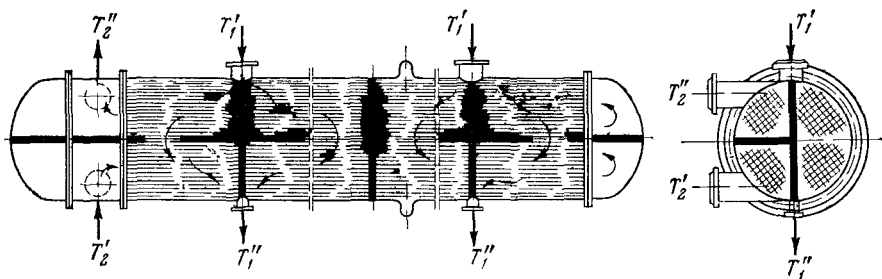


Рис. 2.13. Схема конденсатора-холодильника.

Горячий теплоагент (углеводородные газы, бензин, вода) движется в межтрубном пространстве, холодный теплоагент (вода) — по трубкам. Устанавливается три аппарата выбранной конструкции. В последующих расчетах величина F и число необходимых аппаратов будут уточнены.

8. Определение средних температурных напоров по зонам аппарата

Из схемы выбранного для расчета аппарата (рис. 2.13) следует, что горячий и холодный теплоносители движутся в нем перекрестным током. Средние температурные напоры по зонам рассчитаем по формуле [49, с. 182]:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \varepsilon \Delta T_{\text{пр}}$$

где ε — поправочный коэффициент к среднему температурному напору, вычисленному для противотока; $\Delta T_{\text{пр}}$ — средний температурный напор при противотоке теплоносителей.

Поправочный коэффициент ε определяется по графику [43, с. 20 или 60, с. 206] как функция вспомогательных величин P и R , значения которых для нашего случая даются ниже.

Первая зона (рис. 2.12):

$$\Delta T_{\text{пр. 1}} = \frac{(T'_1 - T''_2) - (T_1 - \tau_1)}{2,3 \lg \frac{T'_1 - T''_2}{T_1 - \tau_1}} = \frac{(393 - 328) - (342 - 313)}{2,3 \lg \frac{393 - 328}{342 - 313}} = 45 \text{ K}$$

$$P = \frac{T''_2 - \tau_1}{T'_1 - \tau_1} = \frac{328 - 313}{393 - 313} = 0,188$$

$$R = \frac{T'_1 - T_1}{T''_2 - \tau_1} = \frac{393 - 342}{328 - 313} = 3,4$$

По графику [43, с.20, рис. 1-10] находим: $\epsilon = 1,0$. Тогда

$$\Delta T_{\text{ср. 1}} = \epsilon \Delta T_{\text{пр. 1}} = 1 \cdot 45 = 45 \text{ K}$$

Вторая зона (рис. 2.12):

$$\Delta T_{\text{пр. 2}} = \frac{(T_1 - \tau_1) - (T'_1 - T'_2)}{2,3 \lg \frac{T_1 - \tau_1}{T'_1 - T'_2}} = \frac{(342 - 313) - (308 - 298)}{2,3 \lg \frac{342 - 313}{308 - 298}} = 18 \text{ K}$$

$$P = \frac{\tau_1 - T'_2}{T_1 - T'_1} = \frac{313 - 298}{342 - 298} = 0,34$$

$$R = \frac{T_1 - T'_1}{\tau_1 - T'_2} = \frac{342 - 308}{313 - 298} = 2,26$$

По графику [43, с. 20, рис. 1-10] находим: $\epsilon = 0,95$. Тогда

$$\Delta T_{\text{ср. 2}} = \epsilon \Delta T_{\text{пр. 2}} = 0,95 \cdot 18 = 17 \text{ K}$$

Видимо, без заметной ошибки средние температурные напоры для первой и второй зон можно было рассчитывать по формуле Ласюфа для случая чистого противотока. Расчет $\Delta T_{\text{ср. 1}}$ и $\Delta T_{\text{ср. 2}}$ можно также провести по методу Белокопя [5, с. 561].

9. Коэффициенты теплопередачи по зонам конденсатора-холодильника

Первая зона. В этой зоне, как показывает расчет (см. табл. 2.8), происходит частичная конденсация углеводородных паров в присутствии перегретого водяного пара. Коэффициент теплоотдачи [в Вт/(м²·К)] от конденсирующих углеводородных паров к наружной поверхности горизонтальной трубки аппарата рассчитаем по формуле [49, с. 199]:

$$\alpha'_1 = 1,28 \sqrt{\frac{r \rho^2 \lambda^3}{\mu \Delta T d_H}}$$

где r — теплота конденсации углеводородных паров, Дж/кг; ρ — плотность конденсата, кг/м³; λ — коэффициент теплопроводности конденсата, Вт/(м·К); μ — динамическая вязкость конденсата,

Па·с, ΔT — разность температур конденсирующегося пара и стенки, К, $d_{\text{н}} = 0,025$ м — наружный диаметр трубок аппарата

Значения ρ , λ и μ берутся при средней температуре пограничного слоя конденсата T_{m1} , r — при средней температуре конденсации T_{s1}

Согласно рис 2 12.

$$T_{s1} = \frac{T'_1 + T_1}{2} = \frac{393 + 342}{2} \approx 368 \text{ К}$$

Принимаем, что температура стенки трубы $T_{w1} = 326$ К. Тогда средняя температура пограничного слоя конденсата

$$T_{m1} = 0,5 (T_{s1} + T_{w1}) = 0,5 (368 + 326) = 347 \text{ К}$$

Зная молекулярную массу конденсата (табл. 2 8), относительную плотность его найдем по формуле Мамедова [55, с. 30].

$$\rho_{277}^{291} = \frac{0,590M - 6,479}{0,693M + 7,581} = \frac{0,590 \cdot 108 - 6,479}{0,693 \cdot 108 + 7,581} = 0,85$$

Пересчитав по известным формулам [13, с 21] ρ_{277}^{293} в ρ_{288}^{288} , получим $\rho_{288}^{288} = 0,855$. Аналогично найдем плотность конденсата при $T_{m1} = 347$ К. Она будет равна $\rho_{347} = 803$ кг/м³. Коэффициент теплопроводности находим по формуле

$$\begin{aligned} \lambda_{347} &= \frac{0,1346}{\rho_{288}^{288}} (1,0 - 0,00047 T_{m1}) = \\ &= \frac{0,1346}{0,855} (1 - 0,00047 \cdot 347) = 0,132 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)} \end{aligned}$$

Значение r находим как разность энтальпий конденсата в паровой и жидкой фазах при $T_{s1} = 368$ К и давлении $157 \cdot 10^3$ Па по графику [4, с 10]

$$r_{368} = q_{368}^{\text{п}} - q_{368}^{\text{ж}} = 771 - 460 = 311 \text{ кДж/кг}$$

Без заметного ущерба для точности расчета примем конденсат, образовавшийся в первой зоне, за n -октан. Интерполяцией найдем его динамическую вязкость по таблице [7, с 225] $\mu = 0,314 \times 10^{-3}$ Па·с

Величина ΔT будет равна

$$\Delta T = T_{s1} - T_{w1} = 368 - 326 = 42 \text{ К}$$

Подставляя найденные величины в формулу для α'_1 , получим.

$$\alpha'_1 = 1,28 \sqrt[4]{\frac{311 \cdot 10^3 \cdot 803^2 \cdot 0,132^3}{0,314 \cdot 10^{-3} \cdot 42 \cdot 0,25}} = 1380 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

В соответствии с конструкцией аппарата [59] среднее число трубок, расположенных в одном вертикальном ряду пучка, равно $n = 15$. Поэтому коэффициент теплоотдачи α'_1 от конденсирующегося пара к поверхности пучка горизонтальных трубок найдем по формуле.

$$\alpha'_1 = \varepsilon_{\text{н}} \alpha'_1$$

где ϵ_n — усредненный поправочный коэффициент при различном размещении труб в пучке, — определяется по графику [39, с. 305].

В нашем случае при $n = 15$ получим:

$$\alpha'_1 = 0,6 \cdot 1380 = 828 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Присутствие в первой зоне перегретого водяного пара, водорода и углеводородов, которые практически не конденсируются (CH_4 , $\sum \text{C}_2$, $\sum \text{C}_3$ — см. табл. 2.8), будет значительно снижать коэффициент α'_1 . Надежных данных о снижении α'_1 для нашего случая в литературе нет. Согласно рекомендации Егиазарова [61, с. 220], примем, что α'_1 будет снижаться примерно пропорционально объемному (или мольному) содержанию неконденсирующихся паров в общей смеси.

Вычислим среднее для первой зоны мольное содержание неконденсирующихся паров в общей смеси. На основе полученных выше данных (табл. 2.3 и 2.8) имеем:

$$y'_{н. н} = \frac{166,7 + 50 + 97,5 + 61,6 + 116,7}{166,7 + 1099} = 0,39$$

то же в конце первой зоны

$$y'_{н. к} = \frac{166,7 + 50 + 97,32 + 61,5 + 114}{166,7 + 769,3} = 0,52$$

Среднее значение:

$$y'_{н. с} = 0,5 (y'_{н. н} + y'_{н. к}) = 0,5 (0,39 + 0,52) = 0,455$$

Следовательно, полученное значение α'_1 нужно снизить на 45,5%. Получим.

$$\alpha'_1 = \alpha'_1 (1 - y'_{н. с}) = 828 (1 - 0,455) = 450 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Средняя температура воды в первой зоне (рис. 2.12):

$$\tau_{ср. 1} = \frac{\tau_1 + T_2''}{2} = \frac{313 + 328}{2} = 321 \text{ К}$$

Физические параметры воды при $\tau_{ср. 1} = 321 \text{ К}$ берем из таблицы (Приложение 4): $\nu_{321} = 0,577 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; $\rho_{321} = 989 \text{ кг/м}^3$; $\lambda_{321} = 63,0 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$; $\text{Pr}_{321} = 3,68$.

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{\omega d_B}{\nu_{321}}$$

где ω — скорость воды в трубках, м/с, $d_1 = 0,021 \text{ м}$ — внутренний диаметр трубки.

Скорость воды в трубках:

$$\omega = \frac{W \cdot 4}{3600 \rho_{321} \pi d_B^2 N_1}$$

где $W = 297\,000 \text{ кг/ч}$ — расход воды; $N_1 = \frac{1250}{4} = 312$ — количество трубок в одном ходу аппарата

Получим:

$$w = \frac{297\,000 \cdot 4}{3600 \cdot 989 \cdot 3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 312} = 0,77 \text{ м/с}$$

Тогда

$$\text{Re}_{321} = \frac{0,77 \cdot 0,021}{0,577 \cdot 10^{-6}} = 28\,000$$

Режим движения турбулентный, поэтому α_2 определяем по формуле:

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{\lambda_{321}}{d_B} \text{Re}_{321}^{0,8} \text{Pr}_{321}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_{321}}{\text{Pr}_{326}} \right)^{0,25}$$

где $\text{Pr}_{326} = 3,37$ — критерий Прандтля при температуре стенки $T_{w1} = 326 \text{ К}$ (см Приложение 4).

Таким образом

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{0,63}{0,021} \cdot 28\,000^{0,8} \cdot 3,68^{0,43} \cdot \left(\frac{3,68}{3,37} \right)^{0,25} = 4080 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи в первой зоне

$$k_1 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1''} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{450} + \frac{0,002}{85} + \frac{1}{4080}} = 400 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

где $\lambda_{\text{ст}} = 85 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ — коэффициент теплопроводности латуни

Проверка ранее принятой температуры стенки (наружная поверхность):

$$T_{w1} = T_{s1} - \frac{k_1 \Delta T_{\text{ср } 1}}{\alpha_1''} = 368 - \frac{400 \cdot 45}{450} = 328 \text{ К}$$

Расхождение с ранее принятым значением $T_{w1} = 326 \text{ К}$ допустимое, поэтому пересчета не делаем

Вторая зона Во второй зоне происходит совместная, но не полная, конденсация углеводородных и водяных паров. Практически неконденсирующимися остаются три компонента H_2 , CН_4 и $\sum \text{C}_2$ (табл. 2.10). Среднее значение α_1' — коэффициента теплоотдачи при совместной конденсации углеводородных и водяных паров определяем по приближенной формуле.

$$\alpha_1' = \frac{\alpha_{1y} Q_{2y} + \alpha_{1в} Q_{2в}}{Q_{2y} + Q_{2в}}$$

где α_{1y} — коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся углеводородных паров к стенкам трубок, $\text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$, $\alpha_{1в}$ — то же для водяных паров, $\text{Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$; Q_{2y} — тепло конденсации углеводородных паров во второй зоне, Вт , $Q_{2в}$ — то же для водяных паров, Вт .

Коэффициенты теплоотдачи α_{1y} и $\alpha_{1в}$ от конденсирующихся углеводородных и водяных паров к наружной поверхности стенок трубок будем определять так же, как делали это при расчете первой зоны.

Предварительно подготовим необходимые данные Средняя температура конденсации во второй зоне

$$T_{s2} = \frac{T'_1 + T''_1}{2} = \frac{342 + 308}{2} = 325 \text{ К}$$

Примем температуру стенки трубы $T_{w2} = 313 \text{ К}$ Тогда средняя температура пограничного слоя конденсата будет равна

$$T_{m2} = 0,5 (T_{s2} + T_{w2}) = 0,5 (325 + 313) = 319 \text{ К}$$

Средняя молекулярная масса конденсата, образовавшегося во второй зоне, определяется по следующей формуле

$$M_{к2} = \frac{V'_1 M_{y1} - V'_2 M_{y2}}{V'_1 - V'_2} = \frac{769,3 \cdot 54 - 505,54 \cdot 41,4}{769,3 - 505,54} = 78$$

где все величины известны из предыдущих расчетов

Следует обратить внимание на то, что молекулярная масса конденсата в конце второй зоны ($M_{x2} = 94,2$) будет больше $M_{к2} = 78$, так как конденсат в конце второй зоны представляет смесь из конденсата первой зоны и конденсата, образовавшегося во второй зоне

Величину $M_{к2}$ можно определить также по формуле:

$$M_{к2} = \frac{g'_2 M_{x2} - g'_1 M_{x1}}{g'_2 - g'_1}$$

где все величины известны из предыдущих расчетов

Плотность углеводородного конденсата, образовавшегося во второй зоне, находим по молекулярной массе, как при расчете первой зоны. Получим $\rho_{288}^{98} = 0,846$, $\rho_{319} = 824 \text{ кг/м}^3$ Коэффициент теплопроводности рассчитывается так же, как в первой зоне Он равен $\lambda_{319} = 0,133 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ Теплоту конденсации углеводородных паров находим, как и в первой зоне, по средней молекулярной массе образовавшегося конденсата $M_{12} = 78$, пользуясь графиком [1, с 10] Получим

$$r_{325} = q_{325}^n - q_{325}^ж = 652 - 313 = 339 \text{ кДж/кг}$$

Примем конденсат, образовавшийся во второй зоне, за *n*-гексан Тогда его динамическую вязкость найдем по таблице [7, с 212] $\mu_{319} = 0,255 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$

Величина ΔT будет равна

$$\Delta T = T_{s2} - T_{w2} = 325 - 313 = 12 \text{ К}$$

Подставляя полученные величины в формулу для α'_{1y} , найдем:

$$\alpha'_{1y} = 1,28 \sqrt[4]{\frac{339 \cdot 10^3 \cdot 824^2 \cdot 0,133^3}{0,255 \cdot 10^{-3} \cdot 12 \cdot 0,025}} = 2100 \text{ Вт/(м}^2 \text{ К)}$$

По таблице (Приложение 4) находим физические параметры воды при $T_{m2} = 319$ К, $\mu_{319} = 0,595 \cdot 10^{-3}$ Па·с, $\lambda_{319} = 64 \times 10^{-2}$ Вт/(м·К), $\rho_{319} = 989,7$ кг/м³, $r_s = r_{325} = 2380$ кДж/кг [7, с 57]

Определяем коэффициент теплоотдачи от конденсирующихся водяных паров к стенке

$$\alpha'_{2в} = 1,28 \sqrt[4]{\frac{2380 \cdot 10^3 \cdot 989,7^2 \cdot 0,64^3}{0,595 \cdot 10^{-3} \cdot 12 \cdot 0,025}} = 5650 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Тепло, выделяющееся при конденсации углеводородных и водяных паров во второй зоне, подсчитываем по формулам

$$Q_{2у} = (V'_1 - V'_2) M_{к2} r_{325}$$

$$Q_{2в} = Z_{\text{конд}} \cdot 18 r_s$$

где все величины известны из предыдущих расчетов.

Подставив численные значения этих величин, получим

$$Q_{2у} = (769,3 - 505,54) \cdot 78 \cdot 339 = 6,98 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 1940 \text{ кВт}$$

$$Q_{2в} = 148 \cdot 18 \cdot 2380 = 6,35 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 1770 \text{ кВт}$$

Таким образом

$$\alpha'_1 = \frac{2100 \cdot 1940 \cdot 10^3 + 5650 \cdot 1770 \cdot 10^3}{1940 \cdot 10^3 + 1770 \cdot 10^3} = 3800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

В соответствии с конструкцией аппарата [59] среднее число трубок, расположенных в одном вертикальном ряду пучка, равно $n = 15$. Поэтому коэффициент теплоотдачи α'_1 от конденсирующихся паров к поверхности пучка горизонтальных трубок найдем по формуле

$$\alpha'_1 = \varepsilon_n \alpha'_1$$

где ε_n — поправочный коэффициент, определяемый по графику [39, с 305]

В нашем случае при $n = 15$ получим

$$\alpha'_1 = 0,6 \cdot 3800 = 2280 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Присутствие во второй зоне практически неконденсирующихся компонентов H_2 , CH_4 и $\sum \text{C}_2$ (табл. 2.10) будет сильно снижать коэффициент α'_1 . Так же как при расчете α_1 в первой зоне, примем снижение α'_1 пропорциональным мольному содержанию неконденсирующихся компонентов в их смеси с конденсирующимися парами. На основе полученных выше данных (табл. 2.8 и 2.10) имеем

в начале второй зоны мольная доля неконденсирующихся компонентов

$$y'_{н\text{н}} = \frac{50 + 97,32 + 61,5}{769,3} = 0,27$$

то же в конце второй зоны

$$y'_{к\text{н}} = \frac{19,79 + 97 + 59,6}{505,54} = 0,41$$

Среднее значение:

$$y'_{\text{с}} = 0,5 (y'_{\text{н.н}} + y'_{\text{н.г}}) = 0,5 (0,27 + 0,41) = 0,34$$

Следовательно, найденное значение α'_1 нужно снизить на 34%.
Получим:

$$\alpha_1 = \alpha'_1 (1 - y'_{\text{с}}) = 2280 (1 - 0,34) = 1500 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Подсчет коэффициента теплоотдачи α_2 со стороны воды во второй зоне подобен подсчету α_2 в первой зоне.

Средняя температура воды (рис. 2.12):

$$\tau_{\text{ср } 2} = \frac{\tau_1 + T'_2}{2} = \frac{313 + 298}{2} = 306 \text{ К}$$

Физические параметры воды при $\tau_{\text{ср } 2} = 306 \text{ К}$ (Приложение 4):
 $v_{\text{в}} = 0,761 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$; $\rho_{306} = 994,2 \text{ кг/м}^3$; $\lambda_{306} = 62 \cdot 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$;
 $\text{Pr}_{306} = 5,1$; $\text{Pr}_{313} = 4,31$.
 Коэффициент Рейнольдса

$$\text{Re}_{306} = \frac{a \cdot d_{\text{н}}}{\lambda_{\text{в}}}$$

Скорость воды в трубах:

$$a = \frac{297\,000 \cdot 4}{3600 \cdot 994,2 \cdot 3,14 \cdot 0,021^2 \cdot 312} = 0,76 \text{ м/с}$$

$$\text{Re}_{306} = \frac{0,76 \cdot 0,021}{0,761 \cdot 10^{-6}} = 21\,000$$

Коэффициент теплоотдачи определяем по формуле:

$$\alpha_2 = 0,021 \frac{\lambda_{306}}{d_{\text{в}}} \text{Re}_{306}^{0,8} \text{Pr}_{306}^{0,43} \left(\frac{\text{Pr}_{306}}{\text{Pr}_{313}} \right)^{0,25} =$$

$$= 0,021 \frac{0,62}{0,021} \cdot 21\,000^{0,8} \cdot 5,1^{0,43} \left(\frac{5,1}{4,31} \right)^{0,25} = 3800 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи во второй зоне:

$$k_2 = \frac{1}{\frac{1}{1500} + \frac{0,002}{85} + \frac{1}{3800}} = 1030 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Проверка ранее принятой температуры стенки трубки:

$$T_{\text{ср } 2} = T_{\text{с2}} - \frac{k_2 \Delta T_{\text{ср } 2}}{\alpha_1} = 325 - \frac{1030 \cdot 17}{1500} = 313,3 \text{ К}$$

Ввиду совсем незначительного расхождения между принятым и полученным значениями пересчета не делаем. Легко проверить, что перепад температуры по толщине стенки невелик, поэтому при расчете α_2 в первой и второй зонах им можно пренебречь

10. Поверхность теплообмена аппарата

Первая зона.

$$F_1 = \frac{Q_1}{k_1 \Delta T_{\text{ср. 1}}} = \frac{5230 \cdot 10^3}{400 \cdot 45} = 292 \text{ м}^2$$

Вторая зона:

$$F_2 = \frac{Q_2}{k_2 \Delta T_{\text{ср. 2}}} = \frac{5130 \cdot 10^3}{1030 \cdot 17} = 294 \text{ м}^2$$

Общая поверхность теплообмена:

$$F = F_1 + F_2 = 292 + 294 = 586 \text{ м}^2$$

Средний коэффициент теплопередачи для конденсатора-холодильника:

$$k = \frac{Q}{F \Delta T_{\text{ср}}}$$

где $\Delta T_{\text{ср}} = 27 \text{ К}$ — средний температурный напор для всего аппарата, найденный раньше (см. п. 7).

Имеем:

$$k = \frac{10\,360 \cdot 10^3}{586 \cdot 27} = 655 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Найденная поверхность теплообмена является минимальной, так как определялась без учета загрязнения ее.

Принимая на основе практических данных [62, с. 153] тепловые сопротивления: накипи внутри трубок $\delta_{\text{н}}/\lambda_{\text{н}} = 0,00043 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}$ и наружных загрязнений $\delta_{\text{п}}/\lambda_{\text{п}} = 0,00007 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}$, определим коэффициенты теплопередачи в первой и второй зонах аппарата.

Для первой зоны:

$$k'_1 = \frac{1}{\frac{1}{k_1} + \frac{\delta_{\text{н}}}{\lambda_{\text{н}}} + \frac{\delta_{\text{п}}}{\lambda_{\text{п}}}} = \frac{1}{\frac{1}{400} + 0,00043 + 0,00007} = 334 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Для второй зоны:

$$k'_2 = \frac{1}{\frac{1}{k_2} + \frac{\delta_{\text{н}}}{\lambda_{\text{н}}} + \frac{\delta_{\text{п}}}{\lambda_{\text{п}}}} = \frac{1}{\frac{1}{1030} + 0,00043 + 0,00007} = 680 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Поверхности теплообмена по зонам:

$$F'_1 = \frac{5230 \cdot 10^3}{334 \cdot 45} = 350 \text{ м}^2$$

$$F'_2 = \frac{5130 \cdot 10^3}{680 \cdot 17} = 445 \text{ м}^2$$

Общая поверхность теплообмена:

$$F' = F'_1 + F'_2 = 350 + 445 = 795 \text{ м}^2$$

Средний коэффициент теплопередачи для конденсатора-холодильника:

$$k' = \frac{10\,360 \cdot 10^3}{795 \cdot 27} = 480 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Необходимое количество аппаратов:

$$N_a = \frac{795}{600} = 1,33$$

где $F_1 = 600 \text{ м}^2$ — поверхность теплообмена одного аппарата (см. п. 7).

Из расчета следует, что для заданных условий необходимо установить последовательно два конденсатора-холодильника типа К-10-600, обеспечивая резерв поверхности теплообмена.

ИСПАРИТЕЛЬ

Рассчитать испаритель пропановой колонны газодиффузионной установки при следующих исходных данных: производительность колонны по сырью $G = 20\,000 \text{ кг/ч}$; молекулярная масса сырья 55; давление в низу колонны (абсолютное) $1,47 \cdot 10^6 \text{ Па}$.

Количества, составы и температуры потоков, поступающих в испаритель и уходящих из него (см. рис. 1.3), приведены в табл. 2.11.

Таблица 2.11

Поток	Обозначение на рис. 1.3	Состав		Число молей на 100 кмоль сырья	T, К
		компоненты	молярная доля		
Флегма из колонны в испаритель	$R + V_R$	C_3H_8 C_4H_{10} C_5H_{12}	0,078 0,719 0,203	158,4	378
Нижний продукт колонны (остаток из испарителя)	R	C_3H_8 C_4H_{10} C_5H_{12}	0,040 0,665 0,295	63,4	383
Пары из испарителя в колонну	V_R	C_3H_8 C_4H_{10} C_5H_{12}	0,105 0,758 0,137	95,0	383

Горячим теплоносителем в испарителе, как правило, является водяной пар.

В результате расчета испарителя необходимо определить его поверхность теплообмена и количество греющего пара. Исходные данные к расчету испарителя получаются в результате расчета ректификационной колонны, которую он обслуживает.

Параметры греющего пара должны быть выбраны так, чтобы обеспечить в испарителе достаточно высокий температурный напор.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ИСПАРИТЕЛЯ

1. Определяют тепловую нагрузку испарителя
2. Определяют расход греющего пара, причем предварительно принимают его параметры и коэффициент удержания тепла в испарителе.
3. Определяют средний температурный напор в испарителе.
4. Рассчитывают коэффициент теплоотдачи со стороны кипящей флегмы. В результате расчета этот коэффициент выражают как функцию теплонапряжения поверхности нагрева испарителя.
5. Рассчитывают коэффициент теплоотдачи со стороны конденсирующего водяного пара. В результате расчета этот коэффициент выражают как функцию теплонапряжения поверхности нагрева.
6. Определяют коэффициент теплопередачи в испарителе с учетом теплового сопротивления стенки трубы и загрязнения обеих ее поверхностей.

Так как коэффициенты теплоотдачи со стороны обоих теплоносителей являются функциями теплонапряжения поверхности нагрева, которая пока неизвестна, расчет ведется далее методом постепенного приближения по следующей схеме:

а) задаются тремя-четырьмя различными значениями теплонапряжения поверхности нагрева и для каждого из них находят коэффициенты теплоотдачи и коэффициент теплопередачи;

б) по соответствующим значениям теплонапряжения и коэффициента теплопередачи определяют величину температурного напора;

в) строят график зависимости теплонапряжения — температурный напор, называемый нагрузочной характеристикой испарителя;

г) зная для данного аппарата средний температурный напор (см. п. 3), по графику находят теплонапряжение его поверхности нагрева;

д) делением полученного значения теплонапряжения на средний температурный напор определяют для данного аппарата коэффициент теплопередачи.

7. Рассчитывают поверхность теплообмена и по существующим нормам выбирают типовой испаритель

8. Определяют скорости технологических потоков в штуцерах типового испарителя.

РАСЧЕТ

1. Тепловая нагрузка испарителя

Эта величина определяется из уравнения теплового баланса испарителя (см. рис. 1.3):

$$(R + V_R) q_{T_1}^* + Q'_p = K q_{T_2}^* + V_R q_T^u$$

где Q'_p — тепловая нагрузка в испарителе (тепловая нагрузка), кДж на 100 кмоль сырья; R и V_R — количества потоков, кмоль на

100 кмоль сырья (см. табл. 2.11); $q_{T_1}^*$, $q_{T_1}^*$, $q_{T_2}^*$ — энтальпии потоков при соответствующих температурах, кДж/кмоль.

Предварительно найдем средние молекулярные массы потоков, пользуясь данными табл. 2.7:

$$M_{R+1} = 44 \cdot 0,078 + 58 \cdot 0,719 + 72 \cdot 0,203 = 59,7$$

$$M_R = 44 \cdot 0,040 + 58 \cdot 0,665 + 72 \cdot 0,295 = 61,6$$

$$M_{V_R} = 44 \cdot 0,105 + 58 \cdot 0,758 + 72 \cdot 0,137 = 58,5$$

По графику [4, с. 10] или по таблицам (Приложение 2 и 3) находим энтальпию потоков:

$$q_{T_1}^{*'} = q_{378}^{*'} = 410,3 \cdot 59,7 = 24\,495 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_{T_1}^{*'} = q_{383}^{*'} = 422,9 \cdot 61,6 = 26\,051 \text{ кДж/кмоль}$$

$$q_{T_2}^{*'} = q_{383}^{*'} = 690,8 \cdot 58,5 = 40\,412 \text{ кДж/кмоль}$$

Тогда

$$Q_p' = 63,4 \cdot 26\,051 + 95 \cdot 40\,412 - (63,4 + 95) 24\,495 = \\ = 1,61 \cdot 10^6 \text{ кДж на 100 кмоль сырья}$$

Число молей сырья, подаваемого в колонну:

$$G_1 = \frac{20\,000}{55} = 364 \text{ кмоль/ч}$$

Часовой расход тепла в испарителе:

$$Q_p = Q_p' \frac{G_1}{100} = 1,61 \cdot 10^6 \frac{364}{100} = 5,86 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 1630 \text{ кВт}$$

2. Расход греющего пара

В качестве горячего теплоносителя в испарителе используется водяной пар.

Флегма, поступающая в испаритель, нагревается от $T_1 = 378 \text{ К}$ до $T_2 = 383 \text{ К}$ и частично испаряется за счет тепла конденсации водяного пара. На основе данных промышленной эксплуатации аналогичных испарителей и с целью обеспечения достаточного температурного напора при теплопередаче от конденсирующегося водяного пара к кипящей флегме принимаем следующие параметры греющего пара [58, с. 93]: давление $P = 785 \cdot 10^3 \text{ Па}$; температура $T_s = 443 \text{ К}$; теплота конденсации $r = 2049,5 \text{ кДж/кг}$.

Расход пара определим из следующего равенства:

$$Z = \frac{Q_p}{r \eta_T}$$

где Z — расход греющего пара, кг/ч; η_T — коэффициент удержания тепла.

С учетом коэффициента удержания тепла (в среднем для теплообменников $\eta_r = 0,95$) получим:

$$Z = \frac{1630 \cdot 10^3 \cdot 3,6}{2049,5 \cdot 0,95} = 3010 \text{ кг/ч}$$

3. Температурный напор по поверхности нагрева испарителя

Температура горячего теплоносителя — конденсирующегося водяного пара — остается неизменной и равной $T'_s = 443 \text{ К}$. Следовательно, температурный напор в испарителе будет одинаковым по всей его поверхности и равным

$$\Delta T = T'_s - T_2 = 443 - 383 = 60 \text{ К}$$

4. Коэффициент теплоотдачи α_2 со стороны кипящей флегмы

Для пузырькового режима кипения жидкости в большом объеме α_2 [в Вт/(м²·К)] можно определить по следующей зависимости, предложенной Кружилиным [49, с. 206]:

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{\rho_n r}{\rho_{ж} - \rho_n} \right)^{0,033} \left(\frac{\rho_{ж}}{\sigma} \right)^{0,33} \frac{\lambda_{ж}^{0,75}}{\mu_{ж}^{0,45} c_{p_{ж}}^{0,12} T_s^{0,37}} \cdot q^{0,7}$$

где $\rho_n, \rho_{ж}$ — соответственно плотности паровой и жидкой фаз, кг/м³; r — теплота парообразования, Дж/кг; σ — поверхностное натяжение на границе раздела между жидкостью и паром, Н/м или кг/с²; $\lambda_{ж}$ — теплопроводность жидкости, Вт/(м·К); $\mu_{ж}$ — коэффициент динамической вязкости жидкости, Па·с; $c_{p_{ж}}$ — теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); T_s — температура кипения флегмы, К; q — теплотонапряжение поверхности нагрева, Вт/м².

Все физические параметры в формуле определяются при температуре кипения флегмы $T_s = T_2 = 383 \text{ К}$.

Плотность паровой фазы определим по уравнению Менделеева — Клапейрона:

$$\rho_n = \rho_0 \frac{T_0}{T_s} \cdot \frac{\pi}{\pi_0}$$

где ρ_0 — плотность пара при нормальных условиях, кг/м³; $T_0 = 273 \text{ К}$, $\pi = 1,47 \cdot 10^6 \text{ Па}$ — давление в испарителе; $\pi_0 = 98,1 \cdot 10^3 \text{ Па}$;

Имеем

$$\rho_n = \frac{M_{VR}}{22,4} = \frac{58,5}{22,4} = 2,6 \text{ кг/м}^3$$

После подстановки всех величин в формулу получим:

$$\rho_n = 2,6 \frac{273}{383} \cdot \frac{1,47 \cdot 10^6}{98,1 \cdot 10^3} = 28 \text{ кг/м}^3$$

Относительную плотность жидкости (остатка) можно определить по формуле Мамедова [44, с. 37]:

$$\rho_{277}^{293} = \frac{0,590 M_R - 6,479}{0,693 M_R + 7,581}$$

где $M_R = 61,6$ (определена выше). Получим:

$$\rho_{277}^{293} = \frac{0,590 \cdot 61,6 - 6,479}{0,693 \cdot 61,6 + 7,581} = 0,6$$

После этого по известным формулам или графикам нетрудно найти плотность остатка при температурах:

$$T_2 = 383 \text{ К} \quad \rho_{\text{ж}} = 528 \text{ кг/м}^3$$

$$T = 288 \text{ К} \quad \rho_{\text{ж}} = 602 \text{ кг/м}^3$$

Теплоту парообразования найдем как разность энтальпий паровой и жидкой фаз (см. п. 1 расчета):

$$r = q_{T_2}' - q_{T_2}'' = 690,8 - 422,9 = 267,9 \text{ кДж/кг} = 267,9 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Поверхностное натяжение (в Н/м) на границе раздела пар — жидкость определим по формуле Этвиша:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{M}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{2/3}} (T_{\text{кр}} - T_s - \delta)$$

где $M = M_R = 61,6$ — средняя молекулярная масса остатка; $\rho_{\text{ж}} = 528 \text{ кг/м}^3$ — плотность остатка при температуре $T_2 = 383 \text{ К}$; $T_{\text{кр}}$ — критическая температура остатка, К; $T_s = T_2 = 383 \text{ К}$; δ — постоянная, равная 7 К.

Найдем псевдокритическую температуру остатка по критическим температурам компонентов и их мольным долям в остатке:

$$T_{\text{кр}} = x_1' T_{\text{кр.1}} + x_2' T_{\text{кр.2}} + x_3' T_{\text{кр.3}}$$

где $T_{\text{кр.1}} = 368,6 \text{ К}$ (C_3H_4); $T_{\text{кр.2}} = 426 \text{ К}$ (C_4H_{10}); $T_{\text{кр.3}} = 470,2 \text{ К}$ (C_5H_{12}).

Значения x_1' , x_2' , x_3' — мольных долей компонентов в остатке приведены в табл. 2.11.

Получим:

$$T_{\text{кр}} = 0,04 \cdot 368,6 + 0,665 \cdot 426 + 0,295 \cdot 470,2 = 436,8 \text{ К}$$

Подставляя найденные величины в формулу Этвиша, получим:

$$\sigma = \frac{21,2 \cdot 10^{-6}}{\left(\frac{61,6}{528}\right)^{2/3}} (436,8 - 383 - 7) = 4,15 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$$

Коэффициент теплопроводности жидкости (остатка) вычислим по формуле:

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{ж}} &= \frac{0,1346}{\rho_{\text{ж}}^{288}} (1 - 0,00047 T_2) = \\ &= \frac{0,1346}{0,602} (1 - 0,00047 \cdot 383) = 0,182 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)} \end{aligned}$$

Коэффициент динамической вязкости жидкости (остатка) как для смеси неассоциированных жидкостей можно определить по формуле [46, стр. 42]:

$$\lg \mu_s = x'_1 \lg \mu_1 + x'_2 \lg \mu_2 + x'_3 \lg \mu_3$$

где μ_1, μ_2, μ_3 — коэффициенты динамической вязкости компонентов жидкости (остатка).

Предварительно найдем для каждого из компонентов остатка значение μ при 383 К.

По графику [63, с. 482] имеем для пропана (C_3H_8) при двух произвольно взятых температурах:

$$T' = 320 \text{ К} \quad \mu' = 8 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 78,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$T'' = 340 \text{ К} \quad \mu'' = 7 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 68,6 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Для дальнейших расчетов воспользуемся формулой [46, с. 40]

$$\lg \frac{\mu'}{\mu''} = C \left(\frac{1}{T'} - \frac{1}{T''} \right)$$

Здесь C — некоторая постоянная величина, которую легко найти из этой зависимости.

$$C = \frac{T'T'' \lg \frac{\mu'}{\mu''}}{T'' - T'} = \frac{320 \cdot 340 \lg \frac{78,5 \cdot 10^{-6}}{68,6 \cdot 10^{-6}}}{340 - 320} = 315$$

Пользуясь той же формулой, определим μ_1 при $T_2 = 383 \text{ К}$:

$$\lg \frac{78,5 \cdot 10^{-6}}{\mu_1} = 315 \left(\frac{1}{320} - \frac{1}{383} \right) = 0,162$$

откуда $\mu_1 = 54 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

По тому же графику [63, с. 482] имеем для бутана (C_4H_{10}):

$$\text{при } 290 \text{ К} \quad \mu' = 18 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 176,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\text{при } 310 \text{ К} \quad \mu'' = 15 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 147 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Расчеты, аналогичные сделанным для пропана, дают:

$$C = 357 \quad \mu_2 = 8,1 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 89,3 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Для пентана (C_5H_{12}) получим:

$$\text{при } 290 \text{ К} \quad \mu' = 24 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 235 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$\text{при } 308 \text{ К} \quad \mu'' = 20 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 196 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$C = 390; \quad \mu_3 = 11,3 \cdot 10^{-6} \cdot 9,81 = 111 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Теперь по формуле, приведенной выше, найдем коэффициент динамической вязкости для жидкого остатка в испарителе при $T_2 = 383 \text{ К}$

$$\lg \mu_s = 0,011 \lg 54 \cdot 10^{-6} + 0,665 \lg 89,3 \cdot 10^{-6} + 0,295 \lg 111 \cdot 10^{-6}$$

откуда

$$\mu_s = 92,7 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Теплоемкость жидкой фазы найдем по формуле

$$c_{p_{ж}} = \frac{1}{V \rho_{233}^{288}} (0,762 + 0,0034 T_2) =$$

$$= \frac{1}{\sqrt{0,602}} (0,762 + 0,0034 \cdot 383) = 2,68 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)} = 2680 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Подставляя все найденные выше значения в формулу для α_2 , получим

$$\alpha_2 = 7,77 \cdot 10^{-2} \left(\frac{28 \cdot 267 + 9 \cdot 10^3}{528 - 28} \right)^{0,033} \left(\frac{528}{415 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,33} \times$$

$$\times \frac{0,182^{0,75}}{(92,7 \cdot 10^{-6})^{0,45} \cdot 2680^{0,12} \cdot 383^{0,37}} \cdot q^{0,7} = 4,24 q^{0,7} \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Таким образом, в зависимости от теплонапряжения поверхности нагрева испарителя коэффициент теплоотдачи [в Вт/(м²·К)] со стороны флегмы будет выражаться формулой.

$$\alpha_2 = 4,24 q^{0,7}$$

Выше, при определении значения коэффициента теплоотдачи за жидкую фазу везде принимается остаток R , а не флегма ($V_R + R$), так как при температуре в испарителе $T_2 = 383 \text{ К}$ именно остаток R находится в равновесии с паром V_R

5. Коэффициент теплоотдачи α_1 со стороны конденсирующегося водяного пара

Для случая конденсации водяного пара внутри горизонтальных труб предложено уравнение [8, с 202]

$$Nu = c Re_{\kappa}^0 Pr_{\sigma}^0 Pr_{\gamma}^0 \left(\frac{l}{d_b} \right)^{0,33}$$

которое в рабочем виде записывается так

$$\alpha_1 = 1,36 A q^{0,5} l^{0,35} d_b^{-0,25}$$

где $A = \varphi(T_{cp})$ — коэффициент, зависящий от средней температуры конденсата и определяемый по графику (рис 2 14), q — теплонапряжение поверхности нагрева испарителя, Вт/м², l — длина трубы, м, d_b — внутренний диаметр трубы, м
(средняя температура конденсата равна

$$T_{cp} = 0,5 (T'_s + T_{c1})$$

где T'_s — температура насыщенного пара, К, T_{c1} — температура стенки со стороны конденсирующегося пара, К

Температура T_{c1} , как правило, мало отличается от T'_s , поэтому без большой погрешности можно принимать $T_{c1} \approx T'_s \approx T_1$

По графику (рис 2 11) при $T_p = 443 \text{ К}$ $A = 6,2$ Тогда $\alpha_1 = 1,36 \cdot 6,2 \cdot 6^{0,35} \cdot 0,02^{0,35} \cdot q^{0,5} = 42 q^{0,5} \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$.

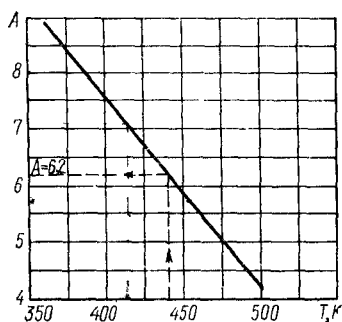


Рис 2 14 Зависимость величины A от $I_{ср}$

6. Коэффициент теплопередачи

С учетом тепловых сопротивлений стенки и загрязнений ее обеих поверхностей коэффициент теплопередачи определим из уравнения

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

где $\delta_{ст} = 0,0025$ м — толщина стенки трубы, $\lambda_{ст} = 33,53$ Вт/(м·К) — коэффициент теплопроводности материала стенки трубы, $\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 0,000215$ (м² К)/Вт — тепловое сопротивление загрязнения внут-

Таблица 2.12

Величины	Результаты расчетов		
	1	2	3
q Вт/м ² (принимается)	30 000	50 000	70 000
$\alpha_1 = 42 q^{0,5}$ Вт/(м ² ·К)	7 266	9 408	11 088
$\alpha_2 = 4,24 q^{0,7}$ Вт/(м ² ·К)	5 766	8 226	10 473
k Вт/(м ² ·К)	833	895	930
$\Delta T_{ср} = \frac{q}{k}$, К	36	56	75

ренней поверхности труб, — принимается как среднее значение для водяного пара и мягкой воды [5, с 558], $\frac{\delta_2}{\lambda_2} = 0,0006$ (м² К)/Вт —

тепловое сопротивление загрязнения наружной поверхности трубы, — принимается как для светлого нефтепродукта [5, с 558]

Тогда

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{0,0025}{33,53} + 0,000215 + 0,0006 + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{\alpha_2} + 0,00089}$$

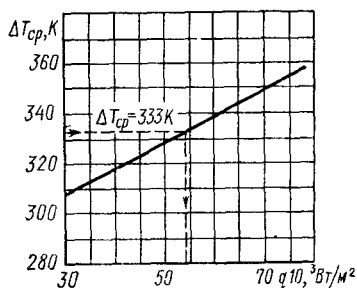


Рис 2.15 График зависимости q — $\Delta T_{ср}$

Так как α_1 и α_2 являются функциями теплонапряжения q , величина которого неизвестна, то вычисление k ведем методом постепенного приближения. Берем различные значения q и для каждого из них находим α_1 , α_2 , k и $\Delta T_{ср}$. Результаты расчетов сведены в табл. 2.12

По данным этой таблицы строим график зависимости q — $\Delta T_{ср}$ (рис. 2.15), называемый нагрузочной характеристикой испарителя.

Зная, что в рассчитываемом испарителе средний температурный напор $\Delta T_{\text{ср}} = 60 \text{ К}$, находим по графику (рис. 2.15) соответствующее теплонапряжение поверхности нагрева $q = 54\,500 \text{ Вт/м}^2$.

Коэффициент теплопередачи в испарителе:

$$k = \frac{q}{\Delta T_{\text{ср}}} = \frac{54\,500}{60} = 908 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

7. Поверхность теплообмена испарителя

Расчетная поверхность теплообмена:

$$F_p = \frac{Q_p}{q} = \frac{1\,630\,000}{54\,500} = 30 \text{ м}^2$$

По нормали ВНИИНефтемаша ОН26-02-6—66 принимаем испаритель с паровым пространством типа 800 ПП $\frac{16}{16}$. Шифр аппарата означает: испаритель с паровым пространством, диаметр корпуса 800 мм, условное давление в корпусе и в трубках $P_y = = 1,57 \cdot 10^6 \text{ Па}$ (16 ат).

Этот аппарат имеет поверхность теплообмена $F = 40 \text{ м}^2$, один трубный пучок из 86 трубок диаметром $25 \times 2,5$ и длиной 6 м, трубки из стали 10.

8. Температура на внутренней поверхности трубы

Эту температуру можно определить из уравнения:

$$T_{\text{вн}} = T'_s - q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} \right)$$

Здесь $T'_s = 443 \text{ К}$

$$\alpha_1 = 12q^{0,5} = 42(54,5 \cdot 10^3)^{0,5} = 9828 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$\frac{\delta_1}{\lambda_1} = 0,000215 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}$$

Тогда

$$T_{\text{вн}} = 443 - 54,5 \cdot 10^3 \left(\frac{1}{9828} + 0,000215 \right) \approx 427 \text{ К}$$

Следовательно, средняя температура конденсата:

$$T_{\text{ср}} = 0,5(443 + 427) = 435 \text{ К}$$

При определении коэффициента теплоотдачи α_1 значение параметра A нами было взято при $T'_s = 443 \text{ К}$. Как видно, $T_{\text{ср}}$ меньше T'_s примерно на 2%, что находится в пределах точности технического расчета.

ТРУБЧАТАЯ ПЕЧЬ

С ИЗЛУЧАЮЩИМИ СТЕНКАМИ ТОПКИ

Рассчитать трубчатую печь с излучающими стенками топки для нагрева и частичного испарения отбензиненной нефти при следующих исходных данных: производительность печи по сырую

(отбензиненной нефти) $G = 1900$ т/сут, начальная и конечная температура сырья соответственно $T_1 = 453$ К и $T_2 = 623$ К, плотность отбензиненной нефти при 293 К $\rho_{293} = 900$ кг/м³, массовая доля отгона сырья при температуре 623 К и давлении $p = 196 \cdot 10^3$ Па на выходе из печи $e = 0,6$ (расчет доли отгона в примере опущен); плотность отгона при 293 К $\rho_{293} = 875$ кг/м³; плотность остатка однократного испарения при 293 К $\rho_{293} = 950$ кг/м³, топливо — газ состава (в объемн. %) $\text{CH}_4 - 98$, $\text{C}_2\text{H}_6 - 0,3$, $\text{C}_3\text{H}_8 - 0,2$, $n\text{-C}_4\text{H}_{10} - 0,1$, $\text{CO}_2 - 0,3$, $\text{N}_2 - 1,1$; плотность газа 0,730 кг/м³ (при нормальных условиях)

Теоретические основы работы трубчатых печей, их конструкция и расчет широко освещены в литературе [5, 40—42, 64]

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ПЕЧИ

1. Рассчитывают процесс горения топлива.
2. Определяют к.п.д. печи, ее полезную и полную тепловую мощность, расход топлива.
3. Определяют поверхность нагрева радиантных (экранных) труб и основные размеры камеры радиации (топки). Расчет ведут по схеме.
 - а) задаются температурой дымовых газов на выходе из топки и находят количество радиантного тепла (прямую отдачу топки),
 - б) принимают теплонапряжение радиантных труб и определяют их поверхность нагрева;
 - в) находят температуру сырья на входе в радиантные трубы;
 - г) выбирают диаметр и полезную длину труб и находят их число;
 - д) выбирают тип печи, проводят компоновку радиантной поверхности и определяют основные (внутренние) размеры топки;
 - е) принимают тип газовой горелки и, зная ее теплопроизводительность и полную тепловую мощность печи, определяют количество горелок и площадь излучающих стен печи
4. Проверяют, находится ли в допустимых пределах скорость сырья на входе в змеевик печи.
5. Рассчитывают лучистый теплообмен в топке. Этот расчет проводится с целью подтверждения (проверки) взаимного соответствия ранее выбранных температуры дымовых газов на выходе из топки и теплонапряжения поверхности радиантных труб. Если в результате расчета окажется, что при выбранном теплонапряжении радиантных труб температура газов на выходе из топки будет значительнее отличаться от ранее принятой, то необходимо принять новое значение этой температуры и повторить расчет, начиная с п. 3.

Расчет ведут по схеме:

- а) находят коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от дымовых газов к радиантным трубам;
- б) рассчитывают максимальную температуру горения, среднюю температуру поглощающей среды (газа в топке), температуру излучающей стены,

в) рассчитывают эквивалентную абсолютно черную поверхность излучения;

г) находят действительную температуру дымовых газов на выходе из топki

6. Определяют величину конвективной поверхности нагрева печи, число конвекционных труб и размеры камеры конвекции

7. Проводят гидравлический расчет змеевика печи и определяют давление на входе в него.

8. Определяют потери напора в газовом тракте печи и рассчитывают основные размеры (диаметр и высоту) дымовой трубы

РАСЧЕТ

1. РАСЧЕТ ПРОЦЕССА ГОРЕНИЯ

Определим низшую теплоту сгорания топлива (в кДж/м³) по формуле:

$$Q_p^H = 360,33 \cdot C H_4 + 590,4 \cdot C_2 H_4 + 631,8 \cdot C_2 H_6 + 868,8 \cdot C_3 H_8 + 913,8 \cdot C_3 H_8 + 1092,81 \cdot \text{изо-C}_4 H_{10} + 1195 \cdot n\text{-C}_4 H_{10} + 1146 \cdot C_4 H_{10} + 1460,22 \cdot C_5 H_{12} + 251,2 H_2$$

где $C H_4$, $C_2 H_4$ и т. д. — содержание соответствующих компонентов в топливе, объемн. %.

Получим:

$$Q_p^H = (360,33 \cdot 98 + 631,8 \cdot 0,3 + 913,8 \cdot 0,2 + 1195 \cdot 0,1) = 35\,800 \text{ кДж/м}^3$$

или

$$Q_p^I = \frac{35\,800}{0,730} = 49\,040 \text{ кДж/кг}$$

Пересчитаем состав топлива в массовые проценты.

Результаты пересчета сведены в табл. 2.13

Таблица 2.13

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Молярная (объемная) доля r_i	$M_i r_i$	Массовый % $g_i = \frac{M_i r_i}{\sum M_i r_i} \cdot 100$
$C H_4$	16	0,980	15,680	95,84
$C_2 H_4$	30	0,003	0,090	0,5
$C_2 H_6$	30	0,002	0,060	0,3
$n\text{-C}_4 H_{10}$	58	0,001	0,058	0,35
$C O$	28	0,003	0,084	0,5
N	28	0,011	0,308	1,88
Сумма	—	1,000	$M_r \approx 16,36$	100

Определим элементарный состав топлива в массовых процентах. Содержание углерода в любом i -м компоненте топлива находим по соотношению:

$$C_i = \frac{g_i \cdot 12n_i}{M_i}$$

где n_i — число атомов углерода в данном компоненте топлива.

Содержание углерода:

$$C = \sum_{CH_4}^{CO_2} C_i = \sum_{CH_4}^{CO_2} \frac{g_i \cdot 12n_i}{M_i} = \frac{95,84 \cdot 12 \cdot 1}{16} + \frac{0,55 \cdot 12 \cdot 2}{30} +$$

$$+ \frac{0,54 \cdot 12 \cdot 3}{44} + \frac{0,35 \cdot 12 \cdot 4}{58} + \frac{0,84 \cdot 12 \cdot 1}{44} = 73,3 \text{ масс. \%}$$

Содержание водорода:

$$H = \sum_{CH_4}^{H \cdot C_4H_{10}} H_i = \sum_{CH_4}^{H \cdot C_4H_{10}} \frac{g_i m_i}{M_i} =$$

$$= \frac{95,84 \cdot 4}{16} + \frac{0,55 \cdot 6}{30} + \frac{0,54 \cdot 8}{44} + \frac{0,35 \cdot 10}{58} = 24,23 \text{ масс. \%}$$

где m_i — число атомов водорода в данном компоненте топлива.

Содержание кислорода:

$$O = \frac{g_{CO_2} \cdot 16P}{M_{CO_2}} = \frac{0,84 \cdot 16 \cdot 2}{44} = 0,61 \text{ масс. \%}$$

где P — число атомов кислорода в молекуле CO_2 .

Содержание азота:

$$N = \frac{g_{N_2} \cdot 14n}{M_{N_2}} = \frac{1,88 \cdot 14 \cdot 2}{28} = 1,88 \text{ масс. \%}$$

где n — число атомов азота в молекуле.

Проверка:

$$C + H + O + N = 73,3 + 24,23 + 0,61 + 1,88 = 100 \text{ масс. \%}$$

Определим теоретическое количество воздуха, необходимого для сжигания 1 кг газа, по формуле:

$$L_0 = \frac{0,0267C + 0,08H + 0,01(S - O)}{0,23} =$$

$$= \frac{0,0267 \cdot 73,3 + 0,08 \cdot 24,23 + 0,01(0 - 0,61)}{0,23} = 16,94 \text{ кг/кг}$$

Для печей с излучающими стенками коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1,03 \div 1,07$. Принимаем $\alpha = 1,06$. Тогда действительное количество воздуха:

$$L_d = \alpha L_0 = 1,06 \cdot 16,94 = 17,96 \text{ кг/кг}$$

или

$$\frac{L_d}{\rho_v} = \frac{17,96}{1,293} = 13,89 \text{ м}^3/\text{кг}$$

где $\rho_a = 1,293 \text{ кг/м}^3$ — плотность воздуха при нормальных условиях (273 К и $0,1 \cdot 10^6 \text{ Па}$).

Определим количество продуктов сгорания, образующихся при сжигании 1 кг топлива:

$$m_{\text{CO}} = 0,0367C = 0,0367 \cdot 73,3 = 2,69 \text{ кг/кг}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 0,09H = 0,09 \cdot 24,23 = 2,18 \text{ кг/кг}$$

$$m_{\text{O}} = 0,23L_0(\alpha - 1) = 0,23 \cdot 16,94(1,06 - 1) = 0,23 \text{ кг/кг}$$

$$m_{\text{N}_2} = 0,77L_0\alpha + 0,01N = 0,77 \cdot 16,94 \cdot 1,06 + 0,01 \cdot 1,88 = 13,84 \text{ кг/кг}$$

Суммарное количество продуктов сгорания:

$$\sum m_i = 2,69 + 2,18 + 0,23 + 13,84 = 18,94 \text{ кг/кг}$$

Проверка:

$$\sum m_i = 1 + \alpha L_0 = 1 + 1,06 \cdot 16,94 = 18,95 \text{ кг/кг}$$

Содержанием влаги в воздухе пренебрегаем.

Найдем объемное количество продуктов сгорания (в м^3) на 1 кг топлива (при нормальных условиях):

$$V_{\text{CO}_2} = \frac{m_{\text{CO}_2} \cdot 22,4}{M_{\text{CO}_2}} = \frac{2,69 \cdot 22,4}{44} = 1,37 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{m_{\text{H}_2\text{O}} \cdot 22,4}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{2,18 \cdot 22,4}{18} = 2,71 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{O}} = \frac{m_{\text{O}_2} \cdot 22,4}{M_{\text{O}_2}} = \frac{0,23 \cdot 22,4}{32} = 0,16 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$V_{\text{N}_2} = \frac{m_{\text{N}_2} \cdot 22,4}{M_{\text{N}_2}} = \frac{13,84 \cdot 22,4}{28} = 11,07 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Суммарный объем продуктов сгорания:

$$\sum V_i = 1,37 + 2,71 + 0,16 + 11,07 = 15,31 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Плотность продуктов сгорания при 273 К и $0,1 \cdot 10^6 \text{ Па}$:

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum V_i} = \frac{18,95}{15,31} = 1,24 \text{ кг/м}^3$$

Определим энтальпию продуктов сгорания на 1 кг топлива при различных температурах по уравнению:

$$q_l = (T - 273)(m_{\text{CO}} c_{\text{CO}} + m_{\text{H}_2\text{O}} c_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{O}_2} c_{\text{O}_2} + m_{\text{N}_2} c_{\text{N}_2})$$

где T — температура продуктов сгорания, К; c_{CO_2} , $c_{\text{H}_2\text{O}}$, c_{O_2} , c_{N_2} — средние массовые теплоемкости продуктов сгорания, определяемые по таблице (см. Приложение 7), $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.

Найдем для примера величину q_{500} :

$$q_{500} = (500 - 273)(2,69 \cdot 0,9207 + 2,18 \cdot 1,9004 + 0,23 \cdot 0,9391 + 13,84 \cdot 1,0362) = 4807 \text{ кДж/кг}$$

Результаты расчетов сведены в табл. 2.14.

Таблица 2.14

$T, \text{ К}$	273	300	500	700	1 100	1 500	1 900
q_T кДж/кг . . .	0	561	4 807	9 260	18 837	29 070	40 048

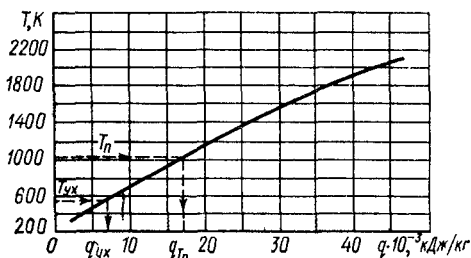


Рис. 2.16. График зависимости температура — энтальпия.

По данным этой таблицы строим график $q - T$ (энтальпия продуктов сгорания — температура), — рис. 2.16.

2. К. п. д. печи, ее тепловая нагрузка и расход топлива

К. п. д. печи найдем по формуле:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_{\text{пот}}}{Q_p^n} + \frac{q_{\text{ух}}}{Q_p^n} \right)$$

где $\frac{q_{\text{пот}}}{Q_p^n}$ — потери тепла в окружающую среду, в долях от низшей теплоты сгорания топлива; $\frac{q_{\text{ух}}}{Q_p^n}$ — потери тепла с уходящими дымовыми газами, в долях от низшей теплоты сгорания топлива.

Примем, что $\frac{q_{\text{пот}}}{Q_p^n} = 0,06$ и температура дымовых газов, покидающих конвекционную камеру печи, на 120 К выше температуры T_1 сырья, поступающего в печь:

$$T_{\text{ух}} = T_1 + \Delta T = 453 + 120 = 573 \text{ К}$$

При $T_{\text{ух}} = 573 \text{ К}$ найдем по графику $q - T$ (рис. 2.16) потерю тепла с уходящими дымовыми газами

$$q_{\text{ух}} = 7000 \text{ кДж/кг}$$

или в долях от низшей теплоты сгорания топлива:

$$\frac{q_{\text{ух}}}{Q_p^n} = \frac{7000}{49040} = 0,143$$

Подставив численные значения величин получим, что к п д. печи

$$\eta = 1 - (0,06 + 0,143) = 0,797$$

Полная тепловая нагрузка печи Q_r

$$Q_r = \frac{Q_{\text{полезн}}}{\eta}$$

где $Q_{\text{полезн}}$ — полезное тепло печи, кДж/ч.

Полезное тепло печи (в кДж/ч) рассчитываем по формуле:

$$Q_{\text{полезн}} = G[eq_{T_1}^n + (1 - e)(q_{T_2}^* - q_{T_2}^*)]$$

где G — производительность печи по сырью, кг/ч; $e = 0,6$ — массовая доля отгона сырья на выходе из печи при $T_2 = 623$ К (e можно определить по кривой однократного испарения сырья или аналитическим методом Трегубова [5, с. 174]; в данном расчете величина e задана); $q_{T_1}^n$, $q_{T_2}^*$ — энтальпии соответственно паровой и жидкой фаз сырья на выходе из печи при $T_2 = 623$ К, кДж/кг; $q_{T_1}^n$ — энтальпия сырья на входе в печь при $T_1 = 453$ К, кДж/кг.

По таблицам энтальпий жидких нефтепродуктов и нефтяных паров (см. Приложение 2 и 3), зная плотности отбензиненной нефти, отгона и остатка однократного испарения, найдем:

$$q_T^* = q_{453}^* = 378 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_1}^* = q_{623}^* = 819 \text{ кДж/кг}$$

$$q_T^n = q_{623}^n = 1070 \text{ кДж/кг}$$

Тогда

$$Q_{\text{полезн}} = \frac{1900 \cdot 1000}{24} [0,6 \cdot 1070 + (1 - 0,6) \cdot 819 - 378] = 16,87 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 13\,020 \text{ кВт}$$

Подставляя в формулу соответствующие величины, получим

$$Q_r = \frac{16,87 \cdot 10^6}{0,797} = 58,6 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 16\,300 \text{ кВт}$$

Часовой расход топлива:

$$B = \frac{Q_{\text{полезн}}}{Q_p \eta} = \frac{16,87 \cdot 10^6}{49\,040 \cdot 0,797} = 1200 \text{ кг/ч}$$

или

$$B' = \frac{B}{\rho_f} = \frac{1200}{0,730} = 1644 \text{ м}^3/\text{ч}$$

3 Поверхность нагрева радиантных труб и размеры камеры радиации (топка)

Поверхность нагрева радиантных труб (в м²) определяется по формуле

$$H_r = \frac{Q_p}{\alpha_r}$$

где Q_p — количество тепла, переданного сырью в камере радиации, кВт; q_p — теплонапряжение радиантных труб, кВт/м².

Количество тепла, переданного сырью в камере радиации (прямая отдача топки), найдем из уравнения теплового баланса топки:

$$Q_p = (Q_p^n \eta_r - q_{T_n}) B$$

где η_r — коэффициент эффективности (к. п. д.) топки; q_{T_n} — энтальпия дымовых газов на выходе из камеры радиации при температуре T_n , кДж/кг топлива.

Примем $T_n = 1023$ К и определим по графику $q - T$ (рис. 2.16)

$$q_{T_n} = q_{1023} = 17\,000 \text{ кДж/кг топлива}$$

Ранее было принято, что потери тепла в окружающую среду равны 6%. Пусть 4% в том числе составляют потери тепла в топке. Тогда

$$\eta_r = 1 - 0,04 = 0,96$$

и

$$Q_p = (49\,040 \cdot 0,96 - 17\,000) \cdot 1200 = 36,1 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 10\,030 \text{ кВт}$$

Примем теплонапряжение радиантных труб $q_p = 67$ кВт/м² (дальнейшим расчетом подтвердим эту величину).

Таким образом, поверхность нагрева радиантных труб будет равна:

$$H_p = \frac{10\,030}{67} = 150 \text{ м}^2$$

Определим температуру T_k сырья на входе в радиантные трубы.

Полагая на основе опытных и расчетных данных, что нефть в конвекционных трубах не испаряется, найдем ее энтальпию $q_{T_k}^*$ на входе в радиантные трубы из уравнения:

$$Q_p = G [eq_{T_2}^* + (1 - e) q_{T_2}^* - q_{T_k}^*]$$

Следовательно

$$\begin{aligned} q_{T_k}^* &= eq_{T_2}^* + (1 - e) q_{T_2}^* - \frac{Q_p}{G} = 0,6 \cdot 1070 + \\ &+ (1 - 0,6) \cdot 819 - \frac{36,1 \cdot 10^6}{79\,166} = 514 \text{ кДж/кг} \end{aligned}$$

По таблице энтальпий нефтепродуктов (см. Приложение 2) искомая температура $T_k = 507$ К

Выбираем трубы диаметром 127×8 мм с полезной длиной $l_{тр} = 9,5$ м (полная длина трубы с учетом заделки концов в трубные двойники равна 10 м).

Число радиантных труб.

$$N_p = \frac{H_p}{\pi d_n l_{тр}} = \frac{150}{3,14 \cdot 0,127 \cdot 9,5} = 44$$

Учитывая опыт промышленности, принимаем печь беспламенного горения с двухрядным экраном двухстороннего облучения, с горизонтальным шахматным расположением труб и двумя нижними коллекционными секциями (рис. 2.17).

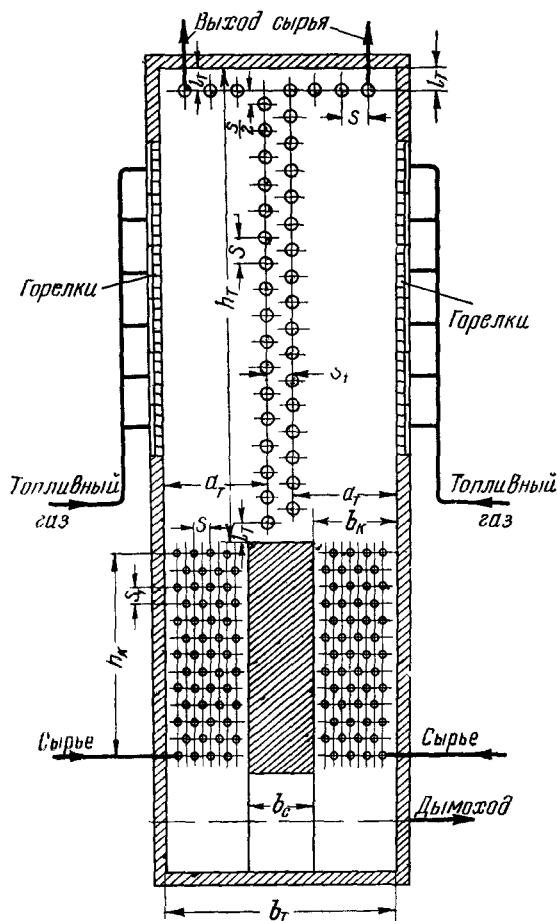


Рис. 2.17. Схема печи с излучающими стенами топки.

По существующим нормам принимаем шаг размещения экранных труб $S = 0,25$ м. Тогда расстояние между вертикальными рядами радиантных труб:

$$S_1 = \frac{S\sqrt{3}}{2} = \frac{0,25 \cdot 1,73}{2} = 0,215 \text{ м}$$

По данным ВНИИНефтемаша [40, с. 14] расстояние от излучающих стен до трубного экрана должно быть от 0,6 до 1,0 м. Принимаем это расстояние $a_1 = 1$ м. В каждом вертикальном ряду

экрана разместим по 17 труб. Тогда высота радиантной камеры (топки) составит (см. рис. 2.17)

$$h_r = (N'_p - 1)S + 0,5S + 2l_T$$

где N'_p — число труб в одном вертикальном ряду; $l_T = 0,25$ м — расстояние от нижней и верхней труб вертикального ряда соответственно до пода и потолка печи.

Подставив числовые значения величин, получим:

$$h_r = (17 - 1) \cdot 0,25 + 0,5 \cdot 0,25 + 2 \cdot 0,25 = 4,63 \text{ м}$$

Ширина радиантной камеры печи:

$$b_r = 2a_T + S_1 = 2 \cdot 1 + 0,215 = 2,215 \text{ м}$$

На потолке левой и правой частей радиантной камеры размещаем по три трубы с шагом 0,25 м

Объем камеры радиации

$$V_r = b_r h_r l_T = 2,215 \cdot 4,63 \cdot 0,25 = 2,57 \text{ м}^3$$

Теплонапряжение гопочного объема печи:

$$q_v = \frac{Q_r}{V_r} = \frac{16300}{2,57} = 6340 \text{ кВт/м}^3$$

Для обеспечения равномерного обогрева каждой трубы экрана по окружности и по длине принимаем для проектируемой печи газовые горелки ВНИИНефтемаша типа ГБП2а теплопроизводительностью $q_r = 69,78$ кВт (60 000 ккал/ч) [40, с. 43].

Количество горелок.

$$q_v = \frac{Q_r}{\phi_r} = \frac{16300}{69,78} = 233$$

Принимаем для каждой из двух излучающих стен топки по 114 горелок 19 горелок по длине излучающей стены и 6 горелок по высоте

Так как размер горелки $0,5 \times 0,5$ м, то площадь каждой излучающей стены печи:

$$R = (19 \cdot 0,5) (6 \cdot 0,5) = 28,5 \text{ м}^2$$

а двух стен

$$H_{SR} = 2R = 2 \cdot 28,5 = 57 \text{ м}^2$$

4. Проверка скорости сырья на входе в змеевик печи

Оптимизировать значение скорости сырья на входе в змеевик печи с учетом эффективного теплообмена и минимальных энергетических затрат на прокачивание сырья составляет 0,5—2,5 м/с

Проверим, соответствует ли скорость подачи сырья для проектируемой печи установленным пределам.

При турбулентном движении сырья в змеевике печи его линейная скорость (в м/с) определится по формуле:

$$w = \frac{4G}{3600 \rho_{453} \pi d_B^2 m}$$

где $d_B = 0,09$ м — внутренний диаметр конвекционных труб; $m = 2$ — число потоков сырья; $\rho_{453} = 800$ кг/м³ — плотность сырья (нефти) при 453 К.

Подставив числовые значения величин, получим:

$$w = \frac{4 \cdot 79 \cdot 166}{3600 \cdot 800 \cdot 3,14 \cdot 0,09^2 \cdot 2} = 2,16 \text{ м/с}$$

Как видно, начальная скорость сырья в змеевике печи находится в допустимых пределах.

5. Расчет лучистого теплообмена в топке

Целью этого расчета является определение действительной температуры дымовых газов на выходе из топки при принятом тепловыделении радиантных труб или проверка ранее выбранной температуры дымовых газов, покидающих топку.

Расчетная формула имеет вид [42, с. 11]:

$$T_{\text{г}} = \sqrt[4]{\frac{1}{\psi} \left[\frac{100^4}{C_S H_S} (Q_p - Q_{p, \kappa}) + \theta^4 \right]}$$

где $T_{\text{г}}$ — температура газов в конце топки, К; C_S — постоянная излучения абсолютно черного тела, равная 5,73 Вт/(м²·К); H_S — эквивалентная абсолютная черная поверхность, м²; $Q_{p, \kappa}$ — количество тепла, передаваемое продукту в камере радиации конвекцией, Вт; θ — средняя температура наружной стенки экрана, К; ψ — коэффициент экраниции от отношения H_{SP}/H_S , — определяется по графику [12, рис. 11], H_{SR} — поверхность излучающих стен топки, м².

Определим коэффициент теплоотдачи [в Вт/(м²·К)] свободной теплоотдачи от дымовых газов к радиантным трубам по формуле:

$$\alpha_{\kappa} = 2,1 \sqrt[4]{T_{\text{г}} - \theta}$$

Средняя температура наружной поверхности стенки радиантных труб θ определяется из уравнения

$$\theta = \tau + q_p \left(\frac{1}{\alpha_2} + \frac{\delta}{\lambda} \right)$$

где τ — средняя температура сырья в радиантных трубах, К; α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки труб к нефти Вт/(м²·К); δ — толщина стенки трубы, м; λ — коэффициент теплопроводности материала стенки труб Вт/(м·К).

Средняя температура сырья в радиантных трубах

$$\tau = \frac{T_{\kappa} + T_2}{2} = \frac{507 + 623}{2} = 565 \text{ К}$$

Принимая $\alpha_2 = 940 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, а $\lambda = 45,4 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$, получим:

$$\theta = 507 + 66\,850 \left(\frac{1}{940} + \frac{0,008}{45,4} \right) = 647 \text{ К}$$

Тогда

$$\alpha_k = 2,1 \sqrt[4]{1023 - 647} = 9,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Определим среднюю температуру поглощающей среды (газов в топке), используя рекомендуемую Бахшияном [40, с. 93] формулу:

$$T_V = T_{\pi} + \frac{Q_{p.k} + Q_{p.\pi}}{B \sum mc_p}$$

где $Q_{p.k}$ — тепло, переданное в радиантной камере конвекцией, кВт; $Q_{p.\pi}$ — потери тепла радиантной камерой в окружающую среду, кВт; $\sum mc_p$ — средняя суммарная теплоемкость продуктов сгорания 1 кг топлива в интервале температур от T_{π} до T_V .

Для определения c_p предварительно зададимся $T_V = 1173 \text{ К}$ и по [42, рис. 18] определим $c_p = 1,21 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.

Определяем количество тепла, переданное в радиантной камере конвекцией:

$$Q_{p.k} = \alpha_k H_p (\varphi_k T_{\pi} - \theta)$$

где φ_k — коэффициент, учитывающий снижение температуры газов в области труб по сравнению с температурой газов, покидающих топку. При расчетах этот коэффициент может быть принят равным 0,9 [42, с. 85].

Получим:

$$Q_{p.k} = 9,3 \cdot 150 (0,9 \cdot 1023 - 647) = 415\,380 \text{ Вт} \approx 415,4 \text{ кВт}$$

Количество тепла, потерянное радиантной камерой в окружающую среду:

$$Q_{p.\pi} = Q_1 (1 - \eta_{\pi}) = 16\,300 (1 - 0,96) = 652 \text{ кВт}$$

Таким образом

$$T_V = 1023 + \frac{(415,4 + 652) \cdot 3600}{1200 \cdot 18,94 \cdot 1,21} = 1163 \text{ К}$$

Расхождение с принятой ранее величиной T_V незначительно.

Температуру излучающей стенки, согласно опытным данным ВНИИ Нефтемаша [40, с. 93], можно найти по формуле:

$$T_R = 1,2 T_{\pi} = 1,2 \cdot 1023 = 1228 \text{ К}$$

Рассчитаем эквивалентную абсолютно черную поверхность H_s . Предварительно определим все необходимые для этого величины.

Найдем угловой коэффициент для случая лучистого теплообмена между поверхностью экранных труб и излучающей стенкой, или коэффициент облученности ρ_{HR} . Этот коэффициент показывает, во сколько раз эффективная (расчетная) поверхность Π_{HR}

взаимного излучения экрана и излучающей стенки больше поверхности радиантных труб, т. е.

$$\rho_{HR} = \frac{P_{HR}}{H_p}$$

Основы расчета P_{HR} достаточно подробно изложены в ряде руководств [10, 42, 65, 66 и др.].

Ниже предлагается схема расчета P_{HR} для нашего случая.

В любом масштабе (лучше 1:20 или 1:10) вычерчиваем схему точки печи с размещенными в ней трубами.

Ввиду симметричности точки на схеме (рис. 2.18) дается только левая половина ее.

Для упрощения в левом вертикальном ряду показаны верхние девять труб из семнадцати, а в правом вертикальном ряду — нижние семь труб из семнадцати.

Расчетная поверхность взаимного излучения P_{HRi} определяется для каждой трубы отдельно. Ввиду симметричного размещения труб относительно излучающей стенки, очевидно, достаточно найти P_{HRi} для половины труб левого ряда, половины труб правого ряда и труб левой половины потолочного экрана. Для получения средней расчетной поверхности $P_{HR}^{\text{ср}}$ одной трубы достаточно для нашего случая подсчитать P_{HRi} для части вычерченных труб. Эти трубы на схеме (рис. 2.18) пронумерованы (1, 3, 5, 7, 9, 1', 3', 5', 7', 9' и 10, 11, 12).

Из точек А и В, ограничивающих высоту излучающей стенки, к каждой из пронумерованных труб проводим касательные (например к трубе 1 — касательные ВВ₁, ВВ'₁, АА₁, АА'₁; к трубе 5' — касательные АА_{5'}, АА'_{5'}, ВВ_{5'}, ВВ'_{5'}).

Четыре касательные образуют у каждой трубы две воображаемые упругие нити, как бы натянутые на трубу, — внутреннюю и внешнюю (например, для трубы 1 — нить ВВ₁А₁А — внутренняя и нить ВВ'₁А'₁А' — внешняя; аналогично для трубы 5' — нить АА_{5'}В — внешняя и нить АА'_{5'}В'В — внутренняя).

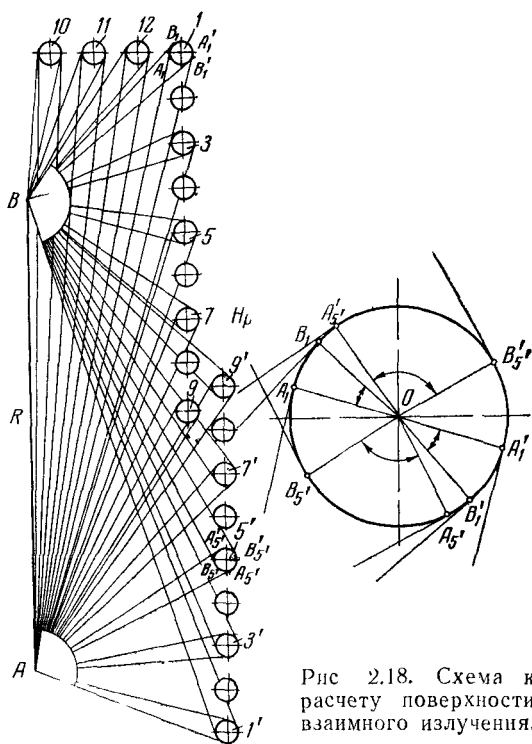


Рис. 2.18. Схема к расчету поверхности взаимного излучения.

По методу «натянутых нитей» расчетная поверхность взаимного излучения для трубы 1 определится следующим образом:

$$P_{HR_1} = 0,5 [(\overline{BB'_1} + \cup B'_1A'_1 + \cup A'_1B_1 + \cup B_1A_1 + \overline{A_1A}) - (\overline{BB_1} + \cup B_1A'_1 + \overline{A'_1A})]$$

но $\overline{BB'_1} = \overline{BB_1}$, а $\overline{A'_1A} = \overline{A_1A}$, поэтому

$$P_{HR_1} = 0,5 (\cup A'_1B'_1 + \cup B_1A_1)$$

Аналогично для трубы 5':

$$P_{HR_5} = 0,5 (\cup A'_5B'_5 + \cup A_5B_5)$$

Следовательно, для любой i -й трубы нашей схемы расчетная поверхность взаимного излучения определяется по формуле:

$$P_{HR_i} = 0,5 (\cup A'_iB'_i + \cup A_iB_i)$$

Для определения размеров $\cup A'_iB'_i$ и $\cup A_iB_i$ при расчете P_{HR_i} любой трубы необходимо рядом со схемой топки вычертить в масштабе 1:1 окружность диаметром, равным наружному диаметру трубы, т. е. $d_n = 127$ мм. Проводя к этой окружности касательные, параллельные касательным к соответствующей трубе на схеме, отметим на ней четыре точки, которые ограничат две искомые дуги.

Например, на окружности с $d_n = 127$ мм таким способом для трубы 1 найдены точки A_1, A'_1, B_1, B'_1 ; для трубы 5' — точки A_5, A'_5, B_5, B'_5 , которые ограничили нужные нам дуги: $\cup A_5B_5$ и $\cup A'_5B'_5$. Такие построения на этой окружности сделаны для всех пронумерованных труб (на рис. 2.18 не показаны).

Длина любой дуги (в мм) легко найдется геометрически

$$\cup A_iB_i = \frac{\pi d_n}{360} \angle A_iOB_i$$

где $d_n = 127$ мм — наружный диаметр трубы, $\angle A_iOB_i$ — центральный угол, соответствующей дуге A_iB_i

При таком способе вычисления длины дуг окружность на рис. 2.18 не обязательно чертить в масштабе 1:1

Результаты вычислений длин дуг и расчетных поверхностей взаимного излучения для всех пронумерованных труб представлены в табл. 2.15 Все расчетные поверхности P_{HR_i} отнесены к 1 мм длины труб.

Средняя расчетная поверхность взаимного излучения для одной трубы экрана:

$$P_{HR}^{cp} = \frac{\sum P_{HR_i}}{12} = \frac{866,5}{12} = 72,2 \text{ мм}^2$$

Поверхность взаимного излучения для всего экрана печи:

$$F_{HR} = N_p P_{HR}^{cp} = 40 \cdot 72,2 = 2888 \text{ мм}^2 \text{ на 1 мм длины трубы}$$

Таблица 2 15

$\frac{H}{d_n}$	$\angle A_i B_i^{\circ}$ (рис 2 18)	$\angle A_i' B_i'^{\circ}$ (рис 2 18)	$\angle A_i B_i =$ $= \frac{3,14 \cdot 127}{360} \times$ $\times \angle A_i' B_i'^{\circ}$ мм	$\angle A_i' B_i' =$ $= \frac{3,14 \cdot 127}{360} \times$ $\times \angle A_i B_i^{\circ}$ мм	$\Pi_{HR_i} =$ $= 0,5 (\angle A_i' B_i' +$ $+ \angle A_i B_i)$ мм ²
1	42	53	46	59	52,5
2	67	77	74	85	79,5
3	95	93	105	103	104,0
4	65	82	72	91	81,5
5	75	80	83	89	86,0
6	52	50	57	55	56,0
7	76	92	84	102	93,0
8	97	83	101	92	96,5
9	85	77	94	85	89,5
10	30	20	33	22	27,5
11	30	37	33	41	37,0
12	62	52	68	57	63,5
					$\Sigma \Pi_{HR_i} = 866,5$

Находим величину коэффициента облученности, или углового коэффициента

$$\rho_{HR} = \frac{\Pi_{HR}}{H'_p}$$

где $H'_p = d_n N_p$ — поверхность экрана печи, приходящаяся на 1 мм длины трубы.

Тогда

$$\rho_{HR} = \frac{2888}{3,14 \cdot 127 \cdot 40} = 0,181$$

Определим угловой коэффициент для случая лучистого теплообмена между газовым слоем и трубным экраном

Величину этого углового коэффициента ρ_{vH} найдем по графику [10 с 98] имея в виду, что отношение шага труб к их диаметру

$$\frac{S}{d_n} = \frac{250}{127} \approx 2$$

Для трубчатого экрана получим

$$\rho_{vH} = 0,43 + 0,20 = 0,63$$

Находим поверхность неэкранированных стен топки

По принятой схеме компоновки экранных труб (см рис 2 17) видно, что неэкранированными поверхностями топки являются ее торцовые стены и часть фронтных стен, не занятых газовыми горелками. Площадь этих поверхностей равна

$$F = 1 \cdot h_{11} + 2(h_{11} - R) = 1 \cdot 1 \cdot 4,63 + 2(4,63 - 0,5 - 28,5) = 49,5 \text{ м}^2$$

Определим приведенную степень черноты трубного экрана по формуле [40, с 89]

$$\varepsilon_{\text{пр}} = \frac{A_1}{\psi(T_V)} + \frac{A_2}{\psi(T_R)}$$

Здесь

$$A_1 = \varepsilon_V \varepsilon_H (\rho_{VH} + \beta_1)$$

$$\psi(T_V) = \frac{T_n^4 - \theta^4}{T_V^4 - \theta^4}$$

$$A_2 = (1 - \varepsilon_V) \varepsilon_H \varepsilon_R (\rho_{HR} + \beta_2)$$

$$\psi(T_R) = \frac{T_n^4 - \theta^4}{T_R^4 - \theta^4}$$

где ε_V — степень черноты газового слоя, $\varepsilon_H = \varepsilon_R = 0,9$ — степень черноты экрана и излучающей стенки [40, с 118], β_1, β_2 — расчетные величины, зависящие от отношения $\frac{H_p}{F}$ — поверхности нагрева радиантных труб к поверхности неэкранированных стен топки

Найдем степень черноты газового слоя

Для печей с излучающими стенками топки [40, с 94]

$$\varepsilon_V = 1 - \lambda$$

где λ — коэффициент прозрачности газовой среды, определяемый по таблице [40, с 94] в зависимости от температуры T_V

При $T_V = 1173$ К коэффициент $\lambda = 0,72$, а $\varepsilon_V = 1 - 0,72 = 0,28$

Определим β_1 и β_2 , $\psi(T_V)$ и $\psi(T_R)$.

Так как $\frac{H_p}{F} = \frac{150}{49,5} = 3,03$, то по таблице [40, с. 91] найдем:

$$\beta_1 = 0,193, \quad \beta_2 = 0,079$$

$$\psi(T_V) = \frac{1023^4 - 647^4}{1163^4 - 647^4} = 0,556$$

$$\psi(T_R) = \frac{1023^4 - 647^4}{1228^4 - 647^4} = 0,438$$

Вычислим значения A_1 и A_2 по формулам, приведенным выше:

$$A_1 = 0,28 \cdot 0,9 (0,63 + 0,193) = 0,20$$

$$A_2 = (1 - 0,28) \cdot 0,9 \cdot 0,9 (0,181 + 0,079) = 0,15$$

Тогда

$$\varepsilon_{\text{пр}} = \frac{0,20}{0,556} + \frac{0,15}{0,438} = 0,7$$

а эквивалентная абсолютно черная поверхность

$$H_S = H_p \varepsilon_{\text{пр}} = 150 \cdot 0,7 = 105 \text{ м}^2$$

Коэффициент ϕ определим по отношению $\frac{H_{SR}}{H_S} = \frac{57}{103} = 0,542$.

По графика [12, рис. 11] имеем. $\phi = 1,75$.

Определим действительную температуру дымовых газов, покидающих топку

$$T_{\text{г}} = \sqrt[4]{\frac{1}{1,75} \left[\frac{100^4}{105 \cdot 5,73} (10\,030,000 - 415\,400) + 647^4 \right]} = 1030 \text{ K}$$

Расхождение с принятой температурой находится в допустимых пределах

Таким образом, подтверждается ранее назначенная теплонапряженность радиантных труб $q_p = 67 \text{ кВт/м}^2$ и рассчитанная поверхность нагрева экрана $H_p = 150 \text{ м}^2$.

Если полученная расчетом температура $T_{\text{п}}$ будет значительно отличаться от принятой, то следует повторить расчет, задавшись другим значением $T_{\text{п}}$.

9. Расчет конвективной поверхности нагрева печи

Поверхность нагрева конвекционных труб определяется по формуле

$$H_{\text{к}} = \frac{Q_{\text{к}}}{k_1 \Delta T_{\text{ср}}}$$

где $Q_{\text{к}}$ — количество тепла, передаваемого сырью в конвекционных трубах, Вт; k_1 — коэффициент теплопередачи в конвекционной камере печи, Вт/(м²·К); $\Delta T_{\text{ср}}$ — средний температурный напор, К.

Количество тепла, передаваемого сырью в конвекционных трубах

$$Q_{\text{к}} = Q_{\text{погр}} - Q_{\text{р}} = 13\,020 - 10\,030 = 2990 \text{ кВт} = 2,99 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Коэффициент теплопередачи в конвекционной камере вычисляется по формуле:

$$k_1 \approx 1,1 (\alpha_1 + \alpha_{\text{л}})$$

где α_1 — коэффициент теплоотдачи конвекцией от дымовых газов к трубам, Вт/(м²·К); $\alpha_{\text{л}}$ — коэффициент теплоотдачи излучением от дымовых газов к трубам, Вт/(м²·К)

Коэффициент α_1 , определим по формуле [8, с. 133], из которой:

$$\alpha_1 = C \beta \frac{\lambda_{\text{г}}}{d_1} \text{Re}^{0,6} \text{Pr}^{0,4}$$

где C — постоянная, для шахматного пучка труб, равная 0,33; β — коэффициент, зависящий от числа рядов труб в пучке (полагая, что число рядов будет более 10, примем $\beta = 1$) [8, с. 133]; $\lambda_{\text{г}}$ — коэффициент теплопроводности дымовых газов, Вт/(м·К).

Критерии Re и Pr в формуле вычисляются при средней температуре дымовых газов в камере конвекции (определяющий размер — наружный диаметр труб). Скорость газов рассчитывается для среднего сечения пучка

В камере конвекции устанавливаются трубы с полезной длиной $l_{\text{тр}} = 9,5$ м, наружным диаметром $d_n = 102$ мм и толщиной стенки 6 мм. В каждой камере размещается змеевик для одного потока сырья. В одном горизонтальном ряду его установлено в шахматном порядке по четыре трубы (рис. 2.17) с шагом $S = 172$ мм.

Найдем наименьшую площадь свободного сечения для прохода дымовых газов. Согласно приведенной схеме, она будет равна:

$$f_r = (b_k - n_1 d_n) l_{\text{тр}} = [(n_1 - 1) S + 3 d_n - n_1 d_n] l_{\text{тр}} = \\ = [(4 - 1) \cdot 0,172 + 3 \cdot 0,102 - 4 \cdot 0,102] \cdot 9,5 = 3,93 \text{ м}^2$$

где $n_1 = 4$ — число труб в одном горизонтальном ряду.

Определим линейную скорость дымовых газов в самом узком сечении пучка по формуле:

$$w = \frac{B \sum V_i T_{\text{ср}}}{m \cdot 3600 f_r \cdot 273}$$

где $T_{\text{ср}} = 0,5(T_n + T_{yx}) = 0,5(1023 + 573) = 798$ К — средняя температура дымовых газов в камере; $m = 2$ — число параллельно работающих камер или, в нашем случае, число потоков сырья.

Тогда

$$w = \frac{1200 \cdot 15,31 \cdot 798}{2 \cdot 3600 \cdot 3,93 \cdot 273} = 1,8 \text{ м/с}$$

Для определения критериев Re и Pr нужно вычислить для дымовых газов при $T_{\text{ср}} = 325$ К кинематическую вязкость, плотность, теплоемкость и коэффициент теплопроводности.

Коэффициент динамической вязкости найдем по формуле:

$$\frac{M_r}{\mu_r} = \sum \frac{x'_i M_i}{\mu_i}$$

где M_r , μ_r — молекулярная масса и динамическая вязкость дымовых газов; M_i — молекулярные массы компонентов дымовых газов; μ_i — динамические вязкости компонентов дымовых газов, — определяются по номограмме [49, с. 597]; x'_i — объемные доли компонентов дымовых газов в смеси.

Таблица 2.16

Компоненты дымовых газов	M_i	m_i , кг/кг топлива	x_i , масс. доля	V_i (при нор малых условиях), м ³ /кг топлива	x'_i , объемная доля
CO ₂	44	2,69	0,142	1,37	0,0896
H ₂ O	18	2,18	0,115	1,71	0,177
O ₂	32	0,23	0,012	0,16	0,0104
N ₂	28	13,84	0,731	11,07	0,723
Сумма	—	$\sum m_i = 18,94$	1,0	$\sum V_i = 15,31$	1,0

Все необходимые расчеты сделаны в табл. 2.16. Поэтому

$$\mu = \frac{\sum \frac{M_i}{x'_i M_i}}{\mu_i} = \frac{27,7}{771,4 \cdot 10^3} = 3,58 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Плотность дымовых газов:

$$\rho = \frac{M_r}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{\text{ср}}} = \frac{27,7}{22,4} \cdot \frac{273}{798} = 0,422 \text{ кг/м}^3$$

Кинематическая вязкость газов:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{3,58 \cdot 10^{-5}}{0,422} = 8,5 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

Коэффициент теплопроводности дымовых газов найдем по формуле [8, с. 125]

$$\lambda_r = \sum x'_i \lambda_i$$

где λ_i — коэффициент теплопроводности компонентов дымовых газов, определяемый по таблице [8, с. 430].

Необходимые расчеты сделаны в табл. 2.16, где $\lambda_r = 0,067 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$

Теплоемкость дымовых газов:

$$c_r = \sum c_i x_i$$

где c_i — теплоемкости компонентов дымовых газов [8, с. 130]; x_i — массовые доли компонентов в дымовых газах.

Результаты расчетов приведены в табл. 2.16, из которой и берем значение $c_r = 1,23 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$.

Находим значения критериев:

$$\text{Re} = \frac{w d_{\text{н}}}{\nu} = \frac{1,8 \cdot 0,102}{8,5 \cdot 10^{-5}} = 2150$$

$$\text{Pr} = \frac{\nu c_r \rho}{\lambda_r} = \frac{8,5 \cdot 10^{-5} \cdot 1,23 \cdot 0,422 \cdot 10^3}{0,067} = 0,66$$

$\mu_i \cdot 10^3$ Па·с	$\frac{M_i x'_i}{\mu_i} \cdot 10^{-3}$	λ_i Вт/(м·К)	$\lambda_i x'_i$ Вт/(м·К)	c_i кДж/(кг·К)	$c_i x_i$ кДж/(кг·К)
0,011	96	0,057	0,0051	1,16	0,165
0,017	118	0,072	0,0127	2,15	2,247
0,01	7,4	0,063	0,00066	1,05	0,013
0,04	550	0,057	0,0412	1,12	0,821
μ	771,4	—	$\lambda_r = 0,067$	—	$c_r = 1,23$

После подстановки всех величин в формулу для вычисления α_1 получим:

$$\alpha_1 = 0,33 \cdot 1 \frac{0,067}{0,102} \cdot 2150^{0,6} \cdot 0,66^{1/3} = 18 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных газов:

$$\alpha_{\text{л}} = \alpha_{\text{CO}_2} + \alpha_{\text{H}_2\text{O}}$$

где α_{CO_2} , $\alpha_{\text{H}_2\text{O}}$ — коэффициенты теплоотдачи излучением от CO_2 и H_2O , определяемые по номограммам [5, с. 478] в зависимости от средней температуры дымовых газов в конвекционной камере, силы поглощения трехатомных газов и температуры стенки.

Предварительно найдем величины, необходимые для пользования номограммами.

Среднелогарифмическая температура дымовых газов в конвекционной камере:

$$T'_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{п}} - T_{\text{yx}}}{2,3 \lg \frac{T_{\text{п}}}{T_{\text{yx}}}} = \frac{1023 - 573}{2,3 \lg \frac{1023}{573}} = 773 \text{ К}$$

Эффективная толщина газового слоя рассчитывается по формуле [5, с. 479]:

$$l = 1,87 (S + S_1) - 4,1 d_{\text{п}}$$

где S_1 — расстояние между рядами труб или шаг труб по глубине пучка.

Так как трубы расположены в шахматном порядке (см. рис. 2.17), то

$$S_1 = \frac{S \sqrt{3}}{2} = \frac{172 \sqrt{3}}{2} = 148 \text{ мм}$$

$$l = 1,87 (0,172 + 0,148) - 4,1 \cdot 0,102 = 0,192 \text{ м}$$

Парциальное давление углекислого газа при давлении внутри печи $\pi = 0,1 \cdot 10^6$ Па:

$$p_{\text{CO}_2} = \frac{V_{\text{CO}_2}}{\sum V_i} \pi = \frac{1,37}{15,31} \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 8,95 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

То же для водяных паров:

$$p_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{\sum V_i} \pi = \frac{2,71}{15,31} \cdot 0,1 \cdot 10^6 = 17,8 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Сила поглощения CO_2 и H_2O в газовом слое:

$$(pl)_{\text{CO}_2} = p_{\text{CO}_2} l = 8,95 \cdot 10^3 \cdot 0,192 = 1,72 \cdot 10^3 \text{ Па м}$$

$$(pl)_{\text{H}_2\text{O}} = p_{\text{H}_2\text{O}} l = 17,8 \cdot 10^3 \cdot 0,192 = 3,41 \cdot 10^3 \text{ Па м}$$

Температуру стенок конвекционных труб примем на 35 К выше средней температуры сырья в них [5, с. 483]:

$$\theta_{\text{ст}} = \frac{t_1 + T_{\text{к}}}{2} + 35 = \frac{453 + 507}{2} + 35 = 515 \text{ К}$$

По номограммам [5, с. 478] находим:

$$\alpha_{\text{CO}_2} = 4,65 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

$$\alpha_{\text{H}_2\text{O}} = 6,98 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Тогда

$$\alpha_{\text{л}} = 4,65 + 6,98 = 11,63 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением газов можно определить также по формуле Нельсона [5, с. 479].

Суммарный коэффициент теплопередачи будет равен:

$$k_1 = 1,1 (18 + 11,63) = 32,6 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

В конвекционной камере проектируемой печи теплопередача от дымовых газов к сырью в трубах осуществляется при смешанно-перекрестном токе с индексом противоточности, равным единице [11, с. 116]. Поэтому средний температурный напор рассчитывается по уравнению Грасгофа:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{макс}} - \Delta T_{\text{мин}}}{2,3 \lg \frac{\Delta T_{\text{макс}}}{\Delta T_{\text{мин}}}}$$

где

$$\Delta T_{\text{макс}} = T_{\text{п}} - T_{\text{к}}; \quad \Delta T_{\text{мин}} = T_{\text{ух}} - T_{\text{л}}$$

Из исходных данных и предыдущих расчетов необходимые температуры известны, поэтому

$$\Delta T_{\text{макс}} = 1023 - 507 = 516 \text{ К}$$

$$\Delta T_{\text{мин}} = 573 - 453 = 120 \text{ К}$$

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{516 - 120}{2,3 \lg \frac{516}{120}} = 272 \text{ К}$$

Таким образом, поверхность нагрева конвекционных труб

$$H_{\text{к}} = \frac{2,99 \cdot 10^6}{32,6 \cdot 272} = 335 \text{ м}^2$$

Определим число труб в конвекционной камере

$$N_{\text{к}} = \frac{H_{\text{к}}}{\pi d_{\text{н}} l_{\text{тр}}} = \frac{335}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 9,5} = 110$$

или в одной камере:

$$N'_{\text{к}} = \frac{N_{\text{к}}}{2} = \frac{110}{2} = 55$$

Принимаем $N'_k = 56$, тогда число труб по вертикали в одной камере.

$$m = \frac{N'_k}{n_1} = \frac{56}{4} = 14$$

Высота, занимаемая трубами в конвекционной камере, при шаге труб по глубине конвекционного пучка $S_1 = 0,148$ м:

$$h_k = (m - 1) S_1 = (14 - 1) \cdot 0,148 = 1,925 \text{ м}$$

7. Гидравлический расчет змеевика печи

Целью гидравлического расчета является определение гидравлического сопротивления змеевика печи. Давление на выходе из змеевика печи в нашем случае известно: $\pi_k = 196 \cdot 10^3$ Па. В проектируемой печи происходит частично испарение сырья, поэтому гидравлический расчет змеевика ведем по методу Бакланова [41].

Давление сырья на входе в змеевик печи рассчитываем по формуле:

$$\pi_{вх} = \pi_k + \Delta P_{и} + \Delta P_{н} + \Delta P_{к} + \Delta P_{ст}$$

где $\Delta P_{и}$ — потери напора на участке испарения, Па; $\Delta P_{н}$ — потери напора на участке нагрева радиантных труб, Па; $\Delta P_{к}$ — потери напора в конвекционном змеевике печи (по одному потоку), Па; $\Delta P_{ст}$ — статический напор, необходимый для подъема нефти в змеевике от уровня ее ввода в конвекционный змеевик до уровня выхода из радиантных труб, Па.

Расчет необходимо начинать с определения потерь напора на участке испарения:

$$\Delta P_{и} = \pi_{н} - \pi_k$$

где $\pi_{н}$ — давление в начале участка испарения, Па.

Началу участка испарения соответствует сечение змеевика, в котором сырье нагревается до температуры начала однократного испарения (ОИ). При этой температуре давление насыщенных паров сырья становится равным давлению в начале участка испарения, которое определяется методом постепенного приближения.

Для облегчения расчетов предварительно строят вспомогательную кривую зависимости температуры начала однократного испарения сырья $T_{нои}$ от давления (или, что то же самое, кривую зависимости давления насыщенных паров сырья от температуры начала однократного испарения) Фракционный состав отбензиненной нефти (сырья) приведен в табл. 2.17.

Таблица 2.17

Пределы кипения фракций, К	453—523	523—573	573—618	618—710	710—735	735—773	> 773
Выход фракций масс. %	10,0	16,0	14,0	20,0	10,0	10,0	10,0

Порядок построения кривой $P = \varphi(T_{\text{н.о.н.}})$ следующий:

а) для каждой фракции отбензиненной нефти (табл. 2.17) находим среднюю температуру кипения (как среднеарифметическую температуру начала и конца кипения);

б) рассчитываем молекулярные массы фракций по формуле Воинова:

$$M = 52,63 - 0,246T_{\text{ср}} + 0,001T_{\text{ср}}^2$$

в) зная массовую долю x_i каждой фракции в сырье и ее молекулярную массу M_i , находим ее мольную долю x'_i в сырье;

г) каждую узкую фракцию в соответствии с ее молекулярной массой приравниваем (условно) к индивидуальному углеводороду (алкану). Находим при нескольких температурах (в нашем случае при 533, 573 и 613 К) по диаграмме Кокса для каждой фракции давление ее насыщенных паров P_i . По уравнению изотермы жидкой фазы

$$P = \prod_{i=1}^n P_i x'_i$$

находим для каждой из выбранных температур давление паров сырья.

Все эти определения и расчеты сведены в табл. 2.18. По данным этой таблицы построена кривая $P = \varphi(T_{\text{н.о.н.}})$ давления паров сырья (рис. 2.19).

Таблица 2.18

Примерная температура кипения фракции, К	$T_{\text{ср}}, \text{ К}$	M_i	$x_i, \text{ масс. \%}$	$\frac{x_i}{M_i}$	x'_i	533 К		573 К		613 К		
						$P_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P'_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P'_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P'_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	
						$P_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P'_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P'_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	$P'_i \cdot 10^{-3}, \text{ Па}$	
53	52	188	171	20,0	0,117	0,285	266,6	76	666,5	190	1199,7	341,9
54	57,3	518	218	16,0	0,033	0,253	73,32	16,8	200	15,3	499,9	114,6
55	618	320	208	14,0	0,069	0,171	26,7	4,5	86,6	1,5	226,6	38,7
61	710	663	329	20,0	0,061	0,151	4,0	0,67	16,7	2,5	106,6	16
710	735	723	398	10,0	0,025	0,062	0,6	0,04	2,7	0,16	23,3	2,3
735	773	753	434	10,0	0,023	0,057	0	0	0,9	0,53	8	0,453
773	823	823	528	10,0	0,019	0,046	0	0	0	0	0,93	0,04
Сумма	—	—	100,0	0,407	1,000	—	98,01	—	239,2	—	514,3	—

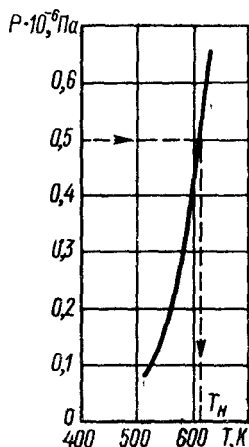


Рис. 2.19. График для определения давления паров.

Предварительно задаемся давлением в начале испарения $P_0 = 0,5 \cdot 10^6$ Па и по кривой (рис. 2.19) находим температуру начала однократного испарения (закипания) отбензиненной нефти

соответствующую этому давлению, $T_n = 613$ К. Если эта температура выше той, с которой сырье входит в радиантные трубы, то значит испарение сырья начинается в радиантной секции. В нашем случае $T_n > T_k$ (см. стр. 160).

Найдем эквивалентную (расчетную) длину радиантных труб для одного потока сырья:

$$l_s = l'_{\text{тр}} N_{\text{р1}} + \psi d_{\text{в}} (N_{\text{р1}} - 1)$$

где $l'_{\text{тр}} = 10$ м — полная длина трубы; $N_{\text{р1}} = 20$ — число радиантных труб в одном потоке; $\psi = 50$ — коэффициент, зависящий от вида соединения труб [40, с. 131]; $d_{\text{в}} = 0,111$ м — внутренний диаметр радиантных труб.

Тогда

$$l_s = 10 \cdot 20 + 50 \cdot 0,111 (20 - 1) = 306 \text{ м}$$

Рассчитаем эквивалентную длину участка испарения:

$$l_n = \frac{q_{T_2}^* - q_{T_n}^*}{q_{T_2}^* - q_{T_k}^*} (l_s - 1)$$

где $q_{T_n}^* = 780$ кДж/кг — энтальпия сырья в начале участка испарения при $T_n = 613$ К; $q_{T_k}^* = 514$ кДж/кг — энтальпия сырья на входе в радиантные трубы; $q_{T_2}^*$ — энтальпия сырья на выходе из печи, равная (см. стр. 160):

$$\begin{aligned} q_{T_2}^* &= e q_{T_2}^n + (1 - e) q_{T_2}^* = \\ &= 0,6 \cdot 1070 + (1 - 0,6) \cdot 819 = 970 \text{ кДж/кг} \end{aligned}$$

Таким образом

$$l_n = \frac{970 - 780}{970 - 514} \cdot 306 = 128 \text{ м}$$

Определим давление в начале участка испарения по формуле Бакланова:

$$\pi_n = \sqrt{\pi_k^2 + A l_n \pi_k + B l_n^2}$$

где $\pi_k = 196 \cdot 10^3$ Па — давление сырья на выходе из змеевика печи или, что то же самое, в конце участка испарения; A и B — расчетные коэффициенты

Коэффициент A находим по формуле [40, с. 132]:

$$A = \frac{0,815 \lambda L_1^2}{\rho_{\text{ж}} d_{\text{в}}^5}$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления, равный для атмосферных печей 0,020—0,024 (принимая $\lambda = 0,024$); L_1 — секундный расход сырья по одному потоку, кг/с; $\rho_{\text{ж}} = 690$ кг/м³ — плотность сырья при средней температуре на участке испарения $T_{\text{ср}} = 0,5 (613 + 623) = 618$ К

Имеем:

$$L_1 = \frac{1900 \cdot 1000}{2 \cdot 24 \cdot 3600} = 11 \text{ кг/с}$$

Следовательно

$$A = \frac{0,815 \cdot 0,024 \cdot 11^2}{690 \cdot 0,111^5} = 201$$

Коэффициент B находим по формуле [40, с. 132]:

$$B = 9,81 A \frac{e \rho_{\text{ж}}}{l_{\text{н}} \rho_{\text{п}}}$$

где $e = 0,6$ — массовая доля отгона сырья на выходе из печи;
 $\rho_{\text{п}} = \frac{1}{2000} = 0,0005$ — средняя плотность паров сырья при давлении 0,81 Па (принимается) [40, с. 133].

Получим:

$$B = 9,81 \frac{201 \cdot 0,6 \cdot 690}{128 \cdot 0,0005} = 1280 \cdot 10^4$$

Давление в начале участка испарения:

$$p_{\text{н}} = \sqrt{(196 \cdot 10^3)^2 + 201 \cdot 128 \cdot 196 \cdot 10^3 + 1280 \cdot 10^4 \cdot 128^2} = \\ = 0,5 \cdot 10^6 \text{ Па} = 500 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Полученное значение $p_{\text{н}}$ совпадает с ранее принятым значением, поэтому пересчет не требуется.

Вычисляем потерю напора на участке испарения:

$$\Delta P_{\text{н}} = 500 \cdot 10^3 - 196 \cdot 10^3 = 304 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Потери напора $\Delta P_{\text{н}}$ на участке нагрева радиантных труб:

$$\Delta P_{\text{н}} = \lambda \frac{l_{\text{н}}}{d_{\text{в}}} \cdot \frac{u^2}{2\rho_{\text{ж}}}$$

где $\lambda = 0,031$ — коэффициент гидравлического сопротивления, — выбираем по таблице [5, с. 502]; $l_{\text{н}}$ — эквивалентная длина участка нагрева радиантных труб по одному потоку, равная $l_{\text{н}} = l_{\text{а}} - l_{\text{и}} = 306 - 128 = 178 \text{ м}$; $d_{\text{в}} = 0,111 \text{ м}$ — внутренний диаметр радиантных труб; u — массовая скорость сырья в трубах, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $\rho_{\text{ж}} = 735 \text{ кг}/\text{м}^3$ — плотность отбензиненного нефти при средней температуре на участке нагрева радиантных труб $T_{\text{ср}} = 0,5(521 + 613) = 567 \text{ К}$.

Массовая скорость сырья в трубах (одного потока):

$$u = \frac{1900 \cdot 1000 \cdot 4}{2 \cdot 24 \cdot 3600 \cdot 3,14 \cdot 0,111^2} = 1130 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Подставляя в формулу для $\Delta P_{\text{н}}$ числовые значения величин, получим

$$\Delta P_{\text{н}} = 0,031 \frac{178}{0,111} \cdot \frac{1130^2}{2 \cdot 735} = 43,2 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Потери напора в конвекционном змеевике (для одного потока) найдем по формуле:

$$\Delta P_k = \lambda \frac{l_k}{d_b} \cdot \frac{u_k^2}{2\rho_{ж}}$$

где $\lambda = 0,031$ (см выше); l_k — эквивалентная (расчетная) длина конвекционного змеевика по одному потоку, м; $d_b = 0,09$ м — внутренний диаметр конвекционных труб; u_k — массовая скорость сырья в конвекционных трубах, кг/(м²·с); $\rho_{ж} = 780$ кг/м³ — плотность сырья при средней температуре в конвекционных трубах $T_{ср} = 0,5(453 + 521) = 487$ К.

Эквивалентная длина конвекционного змеевика для одного потока:

$$l_k = N'_k l'_{тр} + \psi d_b (N'_k - 1)$$

где N'_k — число труб в одном потоке; $l'_{тр} = 10$ м — полная длина трубы; $\psi = 50$ [40, с. 131].

Тогда

$$l_k = 56 \cdot 10 + 50 \cdot 0,09(56 - 1) = 807 \text{ м}$$

Массовая скорость

$$u_k = \frac{1900 \cdot 1000 \cdot 4}{2 \cdot 24 \cdot 3600 \cdot 3,14 \cdot 0,09^2} = 1720 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

Подставляя в формулу для ΔP_k числовые значения величин, получим:

$$\Delta P_k = 0,031 \frac{807}{0,09} \cdot \frac{1720^2}{2 \cdot 780} = 514 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Определим статический напор в змеевике печи:

$$\Delta P_{ст} = (h_t + h_k) \rho_{жg}$$

где $\rho_{ж}$ — плотность сырья при $T_{ср} = 487$ К

Получим.

$$\Delta P_{ст} = (4,63 + 1,925) \cdot 807 \cdot 9,81 = 51,9 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Таким образом, давление сырья на входе в змеевик печи будет.

$$\begin{aligned} p_{вх} &= 196 \cdot 10^3 + 304 \cdot 10^3 + 43,2 \cdot 10^3 + 514 \cdot 10^3 + 51,9 \cdot 10^3 = \\ &= 1109 \cdot 10^3 = 1,11 \cdot 10^6 \text{ Па} \end{aligned}$$

8. Расчет потерь напора в газовом тракте печи

Общие потери напора по газовому тракту печи, или величина тяги дымовой трубы, рассчитывается по формуле

$$\Delta P_{общ} = \Delta P_p + \Delta P_k + \Delta P_б + \Delta P_{тр}$$

где ΔP_p — величина разрежения в камере радиации (принимается $\Delta P_p = 19,32$ Па); ΔP_k — потери напора в камере конвекции, Па; $\Delta P_б$ — потери напора в боросе, Па; $\Delta P_{тр}$ — потери напора в дымовой трубе, Па

Потери напора в камере конвекции ΔP_k :

$$\Delta P_k = \Delta P_{\pi} + \Delta P_{ст}$$

где ΔP_{π} — потери напора в конвекционном пучке труб, Па; $\Delta P_{ст}$ — статический напор в камере конвекции при нисходящем потоке газов, Па.

Потери напора в конвекционном пучке труб [49, с. 35]:

$$Eu = b(2,7 + 1,7m) Re^{-0,28}$$

где $Eu = \frac{\Delta P_{\pi}}{\rho_r \omega^2}$ — критерий Эйлера; $\rho_r = 0,422 \text{ кг/м}^3$ — плотность дымовых газов при средней температуре газов в конвекционной камере $T_{ср} = 798 \text{ К}$ (найдена ранее); $\omega = 1,8 \text{ м/с}$ — линейная скорость дымовых газов в наиболее узком сечении пучка (найдена ранее); b — коэффициент, зависящий от угла атаки (угол между осью трубы и направлением потока газов, в нашем случае равен 90°), — принимается по таблице [49, с. 35] равным единице; $m = 14$ — число рядов труб в пучке в направлении потока газов; $Re = 2150$ — критерий Рейнольдса (найден ранее).

Из приведенной выше формулы получим:

$$\begin{aligned} \Delta P_{\pi} &= b(2,7 + 1,7m) \rho_r \omega^2 Re^{-0,28} = \\ &= 1(2,7 + 1,7 \cdot 14) \cdot 0,422 \cdot 1,8^2 \cdot 2150^{-0,28} = 4,8 \text{ Па} \end{aligned}$$

Статический напор в камере при нисходящем потоке газов:

$$\Delta P_{ст} = h'_k (\rho_{возд} - \rho_r) g$$

где $h'_k = h_k + h_l$ — высота столба газа в конвекционной камере (рис. 2.17), равная $h'_k = 1,925 + 0,5 = 2,425 \text{ м}$; $\rho_{возд}$ — плотность воздуха при температуре окружающей среды, равной 303 К

$$\rho_{возд} = \frac{1,293 \cdot 273}{30 + 273} = 1,165 \text{ кг/м}^3$$

Тогда

$$\Delta P_{ст} = 2,425(1,165 - 0,422) 9,81 = 17,7 \text{ Па}$$

$$\Delta P_k = 4,8 + 17,7 = 22,5 \text{ Па}$$

Потери напора в борове $\Delta P_б$:

$$\Delta P_б = \Delta P'_б + \Delta P''_б$$

где $\Delta P'_б$ — потери напора на преодоление местных сопротивлений, Па; $\Delta P''_б$ — потери напора на прямолинейном участке борава, Па.

Предварительно проведем расчет газозхода.

Схема устройства газозхода печи приведена на рис. 2.20. Площадь поперечного сечения борава:

$$S_б = \frac{G_r}{u}$$

где G_r — секундное количество продуктов сгорания, кг/с; u — массовая скорость газов в борове, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Секундное количество продуктов сгорания:

$$G_r = \frac{B \sum m'_t}{3600} = \frac{1200 \cdot 18,95}{3600} = 6,3 \text{ кг/с}$$

Массовая скорость газов в борове:

$$u_6 = \omega_6 \rho_{T_{yx}}$$

где ω_6 — линейная скорость газов в борове, м/с; $\rho_{T_{yx}}$ — плотность

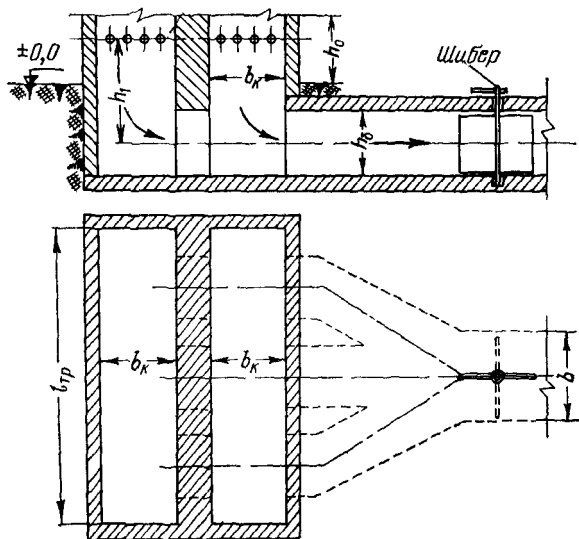


Рис. 2.20. Схема устройства газоходов печи.

продуктов сгорания при температуре $T_{yx} = 573 \text{ К}$

$$\rho_{T_{yx}} = \rho_0 \frac{273}{T_{yx}} = 1,24 \frac{273}{573} = 0,59 \text{ кг/м}^3$$

Примем линейную скорость газов в борове $\omega_6 = 8 \text{ м/с}$ Тогда

$$u_6 = 8 \cdot 0,59 = 4,72 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

Площадь поперечного сечения боров:

$$S_6 = \frac{6,3}{4,72} = 1,36 \text{ м}^2$$

Принимаем высоту боров $h_6 = 1,36 \text{ м}$, ширину $b = 1 \text{ м}$, длину $l_6 = 10 \text{ м}$.

Потери напора от местных сопротивлений рассчитываем по формуле:

$$\Delta P'_6 = \sum \xi \frac{u_6^2}{2\rho_{T_{yx}}}$$

где $\sum \xi$ — сумма коэффициентов местных сопротивлений.

Дымовые газы делают в борове два поворота по 90° (один при входе в боров, другой, не показанный на рис. 2.20, — при входе в дымовую трубу), проходят шибер, открытый наполовину, а затем при входе в канал в общий коллектор.

Коэффициент местного сопротивления при повороте на 90° :

$$\xi = 1,1C$$

Здесь $C = f\left(\frac{h_6}{b}\right)$ берется по таблице [40, с. 143]. В нашем случае при $\frac{h_6}{b} = 1,36$ величина $C = 0,9$.

Для двух поворотов:

$$2\xi_1 = 2 \cdot 1,1 \cdot 0,9 = 1,98$$

По той же таблице коэффициент местного сопротивления при входе газа в коллектор $\xi_2 = 0,04$, для наполовину открытого шиберов $\xi_3 = 1$.

По написанной выше формуле получим:

$$\Delta P'_1 = (1,98 + 1 + 0,04) \frac{1,72^2}{2 \cdot 0,59} = 113,7 \text{ Па}$$

Потери на прямолинейном участке борова

$$\Delta P''_6 = \lambda \frac{l_6}{d_3} \cdot \frac{u_6^2}{2\rho_{T_{yx}}}$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления, d_3 — эквивалентный диаметр борова, м.

Коэффициент гидравлического сопротивления, зависящий от величины критерия Рейнольдса, находим по формуле:

$$\lambda = \frac{0,857}{(\lg Re)^{2,4}} = \frac{0,857}{\left(\lg \frac{\omega_6 d_3}{\nu}\right)^{2,4}}$$

где λ — кинематическая вязкость дымовых газов при температуре в борове $T_b = T_{yx} = 573 \text{ К}$.

В нашем случае

$$d_3 = \frac{2h_6b}{h_6 + b} = \frac{2 \cdot 1,36 \cdot 1}{1,36 + 1} = 1,15 \text{ м}$$

Кинематическую вязкость дымовых газов можно рассчитать, как было показано выше. В целях некоторого сокращения подсчетов, примем ее по таблице [67, с. 135].

$$\nu = 45,81 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Тогда

$$\lambda = \frac{0,857}{\left(\lg \frac{8 \cdot 1,15}{45,81 \cdot 10^{-6}}\right)^{2,4}} = 0,015$$

и

$$\Delta P''_6 = 0,015 \frac{10}{1,15} \frac{4,72^2}{2 \cdot 0,59} = 2,46 \text{ Па}$$

Таким образом

$$\Delta P_6 = 113,7 + 2,46 = 116,2 \text{ Па}$$

(Потери напора в дымовой трубе:

$$\Delta P_{\text{тр}} = \Delta P'_{\text{тр}} + \Delta P''_{\text{тр}}$$

где $\Delta P'_{\text{тр}}$ — потери напора при входе газов в трубу и выходе из нее, Па; $\Delta P''_{\text{тр}}$ — потери напора на трение при движении газов в трубе, Па.

Предварительно рассчитаем диаметр дымовой трубы:

$$D = \sqrt{\frac{4G}{\pi u_{\text{тр}}}}$$

где $u_{\text{тр}}$ — массовая скорость газов на входе в дымовую трубу, кг/(м²·с).

Величину $u_{\text{тр}}$ найдем по формуле:

$$u_{\text{тр}} = w_{\text{тр}} \rho_{\text{вх}}$$

где $w_{\text{тр}}$ — линейная скорость газов на входе в дымовую трубу (принимается равной 8 м/с); $\rho_{\text{вх}}$ — плотность газов при их температуре входа в дымовую трубу $T'_{\text{вх}}$, кг/м³.

Примем температуру $T'_{\text{вх}} = 568 \text{ К}$. Тогда

$$\rho_{\text{вх}} = \rho_0 \frac{T_0}{T'_{\text{вх}}} = \frac{1,24 \cdot 273}{568} = 0,6 \text{ кг/м}^3$$

и

$$u_{\text{тр}} = 8 \cdot 0,6 = 4,8 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

Подставив в формулу найденные выше числовые значения, получим:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,3}{3,14 \cdot 4,8}} = 1,3 \text{ м}$$

Примем $D = 1,4 \text{ м}$.

Потери напора при входе газов в трубу и выходе из нее определим по формуле:

$$\Delta P'_{\text{тр}} = (\xi_{\text{вх}} + \xi_{\text{вых}}) \frac{u_{\text{ср}}^2}{2\rho_{\text{ср}}}$$

где $\xi_{\text{вх}}$, $\xi_{\text{вых}}$ — коэффициенты местных сопротивлений; $u_{\text{ср}}$ — массовая скорость газов при их средней температуре в трубе, кг/(м²·с); $\rho_{\text{ср}}$ — плотность газов при их средней температуре в трубе, кг/м³.

Из таблицы [40, с. 142] найдем: $\xi_{\text{вх}} = 0,3$, $\xi_{\text{вых}} = 1,0$.

Примем температуру газов на выходе из дымовой трубы $T_{\text{вых}} = 543 \text{ К}$, имея в виду потери тепла поверхностью трубы в окружающую среду.

Тогда средняя температура газов в трубе будет равна:

$$T'_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{вх}} + T_{\text{вых}}}{2} = \frac{568 + 543}{2} = 556 \text{ К}$$

Плотность газов при этой температуре:

$$\rho_{\text{ср}} = \rho_0 \frac{T_0}{T'_{\text{ср}}} = \frac{1,24 \cdot 273}{556} = 0,61 \text{ кг/м}^3$$

Массовая скорость газов при их средней температуре в трубе:

$$u_{\text{ср}} = \frac{4G}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 6,3}{3,14 \cdot 1,4^2} = 4,1 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

Тогда

$$\Delta P'_{\text{тр}} = (0,3 + 1,0) \frac{4,1^2}{2 \cdot 0,61} = 17,8 \text{ Па}$$

Потери напора на трение при движении газов в дымовой трубе:

$$\Delta P''_{\text{тр}} = \lambda \frac{H}{D} \cdot \frac{u_{\text{ср}}^2}{2\rho_{\text{ср}}}$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; H — высота дымовой трубы, м.

Определим λ по формуле Якимова:

$$\lambda = \frac{a}{\sqrt[3]{D}}$$

где a — коэффициент, принимаемый по таблице [40, с. 131].

В нашем случае:

$$\lambda = \frac{0,025}{\sqrt[3]{1,4}} = 0,023$$

Предварительно приняв высоту трубы $H = 36$ м, получим:

$$\Delta P''_{\text{тр}} = 0,023 \frac{36}{1,4} \frac{4,1^2}{2 \cdot 0,61} = 8,2 \text{ Па}$$

Таким образом

$$\Delta P_{\text{тр}} = 17,8 + 8,2 = 26 \text{ Па}$$

Общая потеря напора по газовому тракту печи, или величина тяги дымовой трубы:

$$\Delta P_{\text{общ}} = 19,62 + 22,5 + 116,2 + 26 = 184,32 \text{ Па}$$

Проверим высоту дымовой трубы:

$$H = \frac{\Delta P_{\text{общ}}}{1,293 \cdot 273 \left(\frac{1}{T_{\text{в}}} - \frac{1}{T_{\text{ср}}} \right) g}$$

где $T_{\text{в}}$ — температура окружающего воздуха К; $T_{\text{ср}}$ — средняя температура дымовых газов в трубе, равная 556 К.

Тогда

$$H = \frac{184,32}{1,293 \cdot 273 \left(\frac{1}{303} - \frac{1}{556} \right) \cdot 9,81} = 36,6 \text{ м}$$

Полученное значение H мало отличается от ранее принятого, поэтому пересчета делать не следует.

ВЕРТИКАЛЬНАЯ ЦИЛИНДРИЧЕСКАЯ ТРУБЧАТАЯ ПЕЧЬ

Рассчитать вертикальную цилиндрическую трубчатую печь для нагрева и частичного испарения экстрактивного раствора, получаемого на установке очистки масел фурфуролом при следующих исходных данных: количество экстрактивного раствора $G_c = 480$ т/сут (в том числе, экстракта 110 т/сут, фурфурола 370 т/сут); относительная плотность экстракта $\rho_{277}^{293} = 0,975$; молекулярная масса экстракта $M_2 = 500$; температура экстрактивного раствора на входе в печь $T_1 = 438$ К, на выходе из печи $T_2 = 503$ К; давление продукта на выходе из змеевика печи $p_b = 0,25 \cdot 10^6$ Па.

В печи следует установить пароперегреватель производительностью $Z = 1850$ кг/ч водяного пара. Температура пара на входе в печь $T_s = 393$ К, на выходе из печи $T_{\text{пар}} = 513$ К.

Топливо — газ следующего состава (объемн. %): CH_4 — 95,86; C_2H_6 — 0,67; C_3H_8 — 1,0; $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$ — 1,83; CO_2 — 0,64. Плотность газа при нормальных условиях $\rho_r = 0,760$ кг/м³.

Общая характеристика и конструктивные особенности цилиндрических печей (в частности, вертикальных) даны в литературе [5, 40, 41, 64].

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА ЦИЛИНДРИЧЕСКОЙ ПЕЧИ

1. Рассчитывают процесс горения.

2. Определяют к.п.д. печи, ее полезную тепловую нагрузку и расход топлива.

Расчету количества тепла, отдаваемого сырью (экстрактному раствору), предшествует определение доли отгона на выходе из печи. При этом сырье рассматривается как бинарная система, в которой низкокипящим компонентом является растворитель (фурфурол), а высококипящим, практически нелетучим компонентом, — экстракт.

3. Рассчитывают камеру радиации. Цель расчета — определение поверхности нагрева радиантных труб и основных размеров камеры радиации, т. е. цилиндрической (основной) части печи. Расчет ведется по схеме:

а) определяют температуру дымовых газов на выходе из топки;
б) принимают теплонапряженность радиантных труб и определяют их поверхность нагрева и число;

в) рассчитывают внутренний диаметр печи;

г) определяют площадь поверхностей, ограничивающих топку.

4. Рассчитывают линейную скорость сырья на входе в змеевик печи.

5. Проводят расчет лучистого теплообмена в топке с целью подтверждения правильности выбора теплонапряженности радиантных труб при ранее найденной температуре газов в конце топки.

Расчет ведут по методу Белокопя. Если в результате расчета температура газов на выходе из топки будет значительно отличаться от ранее найденной (см. п. 3), то необходимо задаться дру-

тем значением теплонапряженности поверхности радиантных труб и повторить расчет, начиная с п. 3, б.

6. Рассчитывают конвекционную камеру печи, в которой размещается пароперегреватель. Этот расчет ведется по обычной схеме [41, с. 197]. Цель его — определение поверхности нагрева и числа труб пароперегревателя, а также основных размеров камеры.

7. Проводят гидравлический расчет сырьевого змеевика печи и расчет газового сопротивления и тяги. Эти расчеты принципиально не отличаются от тех, которые подробно даны в предыдущем примере.

РАСЧЕТ

1. Расчет процесса горения

Расчет процесса горения для случая использования газообразного топлива сделан в предыдущем примере, поэтому ниже приводим только результаты такого расчета.

Молекулярная масса топливного газа $M_r = 17,32$. Состав топливного газа (в масс. %): $\text{CH}_4 - 88,51$; $\text{C}_2\text{H}_6 - 1,18$; $\text{C}_3\text{H}_8 - 2,54$; $\text{H}_2 - 4,11$; $\text{CO}_2 - 1,63$.

Элементарный состав топливного газа (в масс. %): $\text{C} = 74,9$; $\text{H} = 23,92$; $\text{O} = 1,18$.

Нижняя объемная теплота сгорания $Q_p^H = 37\,976$ кДж/м³.

Нижняя массовая теплота сгорания:

$$Q_p^H = \frac{Q_p^V}{\rho_g} = \frac{37\,976}{0,76} = 49\,970 \text{ кДж/кг}$$

Теоретическое количество воздуха, необходимого для сжигания 1 кг топлива:

$$L_0 = \frac{2,67 \cdot 0,749 + 8 \cdot 0,2392 + 1 \cdot 0,0118}{0,23} = 17 \text{ кг/кг}$$

Принимаем коэффициент избытка воздуха при сжигании газа $\alpha = 1,1$. Тогда действительное количество воздуха, требующегося для сжигания 1 кг топлива, будет равно:

$$L_d = L_0 \alpha = 17 \cdot 1,1 = 18,7 \text{ кг/кг}$$

Количество продуктов сгорания на 1 кг топлива:

$$m_{\text{CO}_2} = 3,67 \cdot 0,749 = 2,75 \text{ кг/кг}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 9 \cdot 0,2392 = 2,15 \text{ кг/кг}$$

$$m_{\text{O}_2} = 0,23 \cdot 17(1,1 - 1) = 0,39 \text{ кг/кг}$$

$$m_{\text{N}_2} = 0,77 \cdot 17 \cdot 1,1 = 14,4 \text{ кг/кг}$$

Суммарное количество продуктов сгорания на 1 кг топлива:

$$\sum m_i \approx 19,7 \text{ кг/кг}$$

Таблица 2.19

Температура К . . .	273	500	700	900	1100	1500	1900
Энтальпия дымовых газов, кДж/кг топлива	0	6286	9576	14 426	19 480	30 190	41 390

Объемные количества продуктов сгорания (при нормальных условиях) на 1 кг топлива:

$$v_{\text{CO}_2} = \frac{2,75 \cdot 22,4}{44} = 1,4 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$v_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{2,15 \cdot 22,4}{18} = 2,68 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$v_{\text{O}_2} = \frac{0,39 \cdot 22,4}{32} = 0,27 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$v_{\text{N}_2} = \frac{14,4 \cdot 22,4}{28} = 11,6 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Суммарный объем продуктов сгорания (при нормальных условиях) на 1 кг топлива:

$$\sum v_i = 15,95 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Плотность продуктов сгорания при $\alpha = 1,1$ и нормальных условиях:

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum v_i} = \frac{19,7}{15,95} = 1,24 \text{ кг/м}^3$$

Молекулярная масса продуктов сгорания:

$$M_0 = \rho_0 \cdot 22,4 = 1,24 \cdot 22,4 = 27,8$$

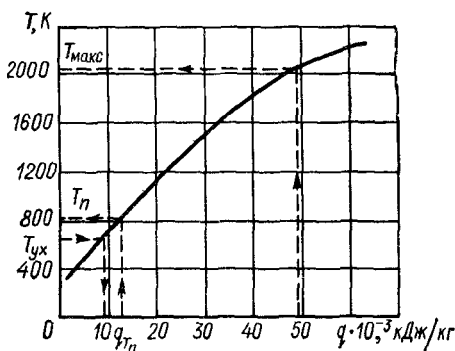


Рис. 2.21. График зависимости энтальпии дымовых газов от температуры.

Построим график $q - T$ (энтальпия продуктов сгорания 1 кг топлива — температура). Все расчеты, необходимые для построения графика $q - T$, сделаны так же, как и в предыдущем примере. Результаты расчетов приведены в табл. 2.19 и на рис. 2.21.

2. К. п. д. и полезное тепло печи. Расход топлива

К п. д. печи вычисляется по формуле:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_p^H} + \frac{q_2}{Q_p^H} \right)$$

где q_1 — потери тепла печью в окружающую среду, кДж на 1 кг

топлива; q_2 — потери тепла с уходящими из печи дымовыми газами, кДж на 1 кг топлива.

Потери тепла печью в окружающую среду q_1 примем равными 4% от низшей теплоты сгорания топлива:

$$q_1 = 0,04Q_p^H = 0,04 \cdot 49\,970 = 2000 \text{ кДж на 1 кг топлива}$$

Принимая температуру уходящих из печи дымовых газов $t_{yx} = 673 \text{ К}$, по графику (рис. 2.21) найдем:

$$q_2 = 9500 \text{ кДж на 1 кг топлива}$$

Тогда

$$\eta = 1 - \left(\frac{2000}{49\,970} + \frac{9500}{49\,970} \right) = 0,77$$

Полезное тепло печи:

$$Q_{\text{полезн}} = Q_c + Q_n$$

где Q_c — количество тепла, передаваемого сырью (экстрактному раствору), кДж/ч; Q_n — количество тепла, необходимого для перегрева водяного пара, кДж/ч.

Количество тепла, сообщаемого экстрактному раствору в печи, найдем по формуле (здесь и далее индекс «1» относится к фурфуролу, индекс «2» — к экстракту):

$$Q_c = G [eq_{T_2}^{n_1} + (1 - e)(x_1 q_{T_2}^{ж_1} + x_2 q_{T_2}^{ж_2}) - (c_1 q_{T_1}^{ж_1} + c_2 q_{T_1}^{ж_2})]$$

где G — количество экстрактного раствора, кг/ч; e — массовая доля отгона; $q_{T_2}^{n_1}$ — энтальпия пара фурфурола (отгона) при $T_2 = 503 \text{ К}$, определяемая по таблице [11, с. 155], кДж/кг; x_1 и x_2 — содержание соответственно фурфурола и экстракта в жидкой фазе экстрактного раствора, масс. доли; $q_{T_2}^{ж_1}$ и $q_{T_2}^{ж_2}$ — энтальпии жидкого фурфурола соответственно при $T_2 = 503 \text{ К}$ и $T_1 = 438 \text{ К}$, определяемые по таблице [11, с. 155], кДж/кг; $q_{T_1}^{ж_1}$ и $q_{T_1}^{ж_2}$ — энтальпии жидкого экстракта соответственно при $T_2 = 503 \text{ К}$ и $T_1 = 438 \text{ К}$, определяемые по таблице [13, с. 395], кДж/кг; c_1 и c_2 — состав исходного экстрактного раствора, масс. доли.

На основании расчетов массовая доля отгона $e = 0,729$

По таблиц [11, с. 155] найдем:

$$q_{T_2}^{n_1} = q_{503}^{n_1} = 817,3 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_2}^{ж_1} = q_{503}^{ж_1} = 438,4 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_1}^{ж_1} = q_{438}^{ж_1} = 296,4 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_2}^{ж_2} = q_{503}^{ж_2} = 483,6 \text{ кДж/кг}$$

$$q_{T_1}^{ж_2} = q_{438}^{ж_2} = 328,7 \text{ кДж/кг}$$

Тогда

$$Q_c = \frac{1000}{100} \cdot \frac{1000}{1} \cdot [0,729 \cdot 817,3 + (1 - 0,729)(0,16 \cdot 438,4 + 0,84 \cdot 483,6) - (0,16 \cdot 296,4 + 0,229 \cdot 328,7)] = 8,40 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 2340 \text{ кВт}$$

Количество тепла, необходимое для перегрева водяного пара:

$$Q_{\text{п}} = Z[c_p(T_{\text{п}} - T_s) + rx]$$

где Z — количество перегреваемого пара, кг/ч; c_p — 2,01 кДж/(кг·К) — теплоемкость перегретого пара; $T_{\text{п}}$ — температура водяного пара на выходе из пароперегревателя, К; T_s — начальная температура пара, К; r — теплота парообразования воды при $T_s = 393$ К и $P = 0,2 \cdot 10^6$ Па, равная 2203 кДж/кг; x — влажность пара при $T_s = 393$ К (принимается равной 0,05 кг/кг).

Получим:

$$Q_{\text{п}} = 1850[2,01(513 - 393) + 2203 \cdot 0,05] = 0,65 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 181 \text{ кВт}$$

Следовательно

$$\begin{aligned} Q_{\text{полезн}} &= 8,40 \cdot 10^6 + 0,65 \cdot 10^6 = 9,05 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = \\ &= 2340 + 181 = 2521 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Часовой расход топлива найдем по формуле:

$$B = \frac{Q_{\text{полезн}}}{Q_{\text{р}}^{\text{н}} \eta} = \frac{9,05 \cdot 10^6}{49\,970 \cdot 0,77} = 236 \text{ кг/ч}$$

3. Расчет камеры радиации

Поверхность нагрева радиантных труб

$$H_{\text{р}} = \frac{Q_{\text{р}}}{q_{\text{р}}}$$

где $Q_{\text{р}}$ — количество тепла, передаваемого сырью в радиантных трубах, кВт; $q_{\text{р}}$ — теплонапряженность радиантных (экранных) труб, кВт/м².

Сырье (экстрактный раствор) нагревается и частично испаряется только в экранных трубах печи. Конвекционный змеевик печи служит пароперегревателем (рис. 2.22). Поэтому тепло, сообщаемое в печи сырью, будет равно прямой отдаче топки:

$$Q_{\text{р}} = Q_{\text{с}} = 8,40 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 2340 \text{ кВт}$$

Тогда из уравнения теплового баланса топки

$$Q_{\text{р}} = B(Q_{\text{р}}^{\text{н}} \eta_{\text{г}} - q_{T_{\text{п}}})$$

определим энтальпию дымовых газов, покидающих топку:

$$q_{T_{\text{п}}} = Q_{\text{р}}^{\text{н}} \eta_{\text{г}} - \frac{Q_{\text{р}}}{B}$$

где $\eta_{\text{г}}$ — к. п. д. топки, без ущерба для точности расчета определяемый по формуле:

$$\eta_{\text{г}} \approx 1 - \frac{q_1}{Q_{\text{р}}^{\text{н}}} = 1 - 0,04 \approx 0,96$$

Тогда в расчете на 1 кг топлива:

$$q_{T_{II}} = 49\,970 \cdot 0,96 - \frac{8,40 \cdot 10^6}{236} = 12\,600 \text{ кДж/кг}$$

По графику (см. рис. 2.21) найдем, что этой энтальпии соответствует температура газов на выходе из топки $T_{II} = 820 \text{ К}$.

Имея в виду, что печь предназначена для нагрева экстракционного раствора, склонного к разложению, примем среднюю теплонапряженность поверхности экранных труб $q_p = 14 \text{ кВт/м}^2$. При этом, согласно графику [64, с. 73], максимальная теплонапряженность поверхности определенного участка труб будет равна $q_{\max} = 1,8q_p = 1,8 \cdot 14 = 25,2 \text{ кВт/м}^2$. Следовательно, принимать более высокие значения средней теплонапряженности поверхности экранных труб печи нецелесообразно.

Поверхность экранных труб:

$$H_p = \frac{2340}{14} = 168 \text{ м}^2$$

Принимаем для проектируемой печи трубы из углеродистой стали диаметром $d_{II} = 102 \times 6 \text{ мм}$ с полезной (рабочей) длиной $l_{гр} = 9 \text{ м}$. С учетом особенностей крепления труб в цилиндрических печах полная длина трубы принимается равной 10 м.

Тогда число труб будет равно:

$$N_p = \frac{H_p}{\pi d_{II} l_{гр}} = \frac{168}{3,14 \cdot 0,102 \cdot 9} = 60$$

Найдем диаметр печи по осям труб (рис. 2.22), принимая шаг труб $S = 203 \text{ мм}$:

$$D = \frac{N_p S}{\pi} = \frac{60 \cdot 0,203}{3,14} = 3,88 \text{ м}$$

Принимая расстояние от оси трубы до стенки печи $a = 1,5d_{II} = 1,5 \cdot 0,102 = 0,153 \text{ м}$, определим внутренний диаметр печи.

$$D_{II} = D_0 + 2a = 3,88 + 2 \cdot 0,153 = 4,19 \text{ м}$$

Рассчитаем площадь поверхностей, ограничивающих топку (камеру радиации).

Площадь пола печи:

$$F_{II} = 0,785 D_{II}^2 = 0,785 \cdot 4,19^2 = 14 \text{ м}^2$$

Площадь боковой (цилиндрической) поверхности печи:

$$F_6 = \pi D_{II} l_{гр} = 3,14 \cdot 4,19 \cdot 9 = 119 \text{ м}^2$$

Суммарная внутренняя поверхность камеры радиации:

$$\sum F_{II} = F_{II} + F_6 = 14 + 119 = 133 \text{ м}^2$$

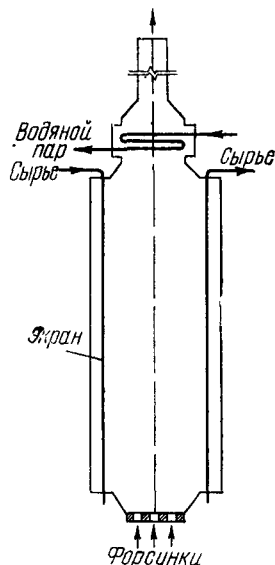


Рис. 2.22. Схема потоков в цилиндрической трубчатой печи.

4. Проверка скорости сырья на входе в змеевик печи

Допустимое значение скорости движения сырья на входе в змеевик печи с учетом достаточного теплообмена и минимальных энергетических затрат на прокачивание сырья находится в пределах 0,5—2,5 м/с.

Линейная скорость сырья:

$$w = \frac{4V_{\text{сек}}}{\pi d_{\text{в}}^2}$$

где $V_{\text{сек}}$ — секундный объем сырья, м³/с; $d_{\text{в}} = 0,09$ м — внутренний диаметр трубы

Секундный объем сырья при температуре входа в змеевик печи $T_1 = 438$ К найдем как сумму соответствующих объемов экстракта и фурфурола:

$$V_{\text{сек}} = \frac{G_1 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \rho_1} + \frac{G_2 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \rho_2}$$

где $G_1 = 370$ т/сут — количество фурфурола; $G_2 = 110$ т/сут — количество экстракта; $\rho_1 = 870$ кг/м³ — плотность фурфурола при $T_1 = 438$ К; $\rho_2 = 900$ кг/м³ — плотность экстракта при $T_1 = 438$ К.

Получим:

$$V_{\text{сек}} = \frac{370 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 870} + \frac{110 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 900} = 0,0064 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда линейная скорость сырья на входе в змеевик печи будет равна:

$$w = \frac{4 \cdot 0,0064}{3,14 \cdot 0,09^2} \approx 1 \text{ м/с}$$

Как видно, скорость сырья на входе в змеевик печи находится в допустимых пределах.

5. Расчет лучистого теплообмена в топке

Целью этого расчета является подтверждение правильности выбора теплонапряженности радиантных труб при ранее найденной температуре дымовых газов в конце топки

Расчет проводим по методу Белокопя. Определим эффективную лучевоспринимающую поверхность экрана

$$H_{\text{л}} = \kappa H_{\text{пл}}$$

где κ — фактор формы, равный 0,88 для однорядного экрана одностороннего облучения при $S/d_{\text{н}} = 2$, $H_{\text{пл}}$ — цилиндрическая поверхность, на которой расположены трубы

$$H_{\text{пл}} = \pi (D_0 + d_{\text{н}}) l_{\text{тр}} = 3,14 (3,88 + 0,102) \cdot 9 = 113 \text{ м}^2$$

Тогда

$$H_{\text{т}} = 0,88 \cdot 113 = 99,44 \text{ м}^2$$

Найдем площадь незранированной поверхности камеры радиации

$$F = \sum F_i - H_{\text{л}} = 133 - 99,44 = 33,56 \text{ м}^2$$

Определим эквивалентную абсолютно черную поверхность:

$$H_s = \frac{\varepsilon_V}{\psi(T)} (\varepsilon_H H_{\text{л}} + \gamma \varepsilon_F F)$$

Здесь ε_V — степень черноты поглощающей среды (факел, продукты сгорания); $\psi(T)$ — функция распределения температур в точке, ε_H — степень черноты поверхности экрана (принимается равной 0,9), ε_F — степень черноты обмуровки камеры радиации (принимается равной 0,9); γ — коэффициент, определяемый по формуле

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{\varepsilon_V}{1 - \varepsilon_V} \cdot \frac{1}{\varepsilon_H \rho}}$$

в которой

$$\rho = \frac{H_{\text{л}}}{\sum F_i} = \frac{99,44}{133} = 0,75$$

Степень черноты поглощающей среды находим по формуле [41, с. 101]

$$\varepsilon_V \approx \frac{2}{1 + 2,15\alpha} = \frac{2}{1 + 2,15 \cdot 1,1} \approx 0,59$$

где $\alpha = 1,1$ — коэффициент избытка воздуха.

Тогда

$$\gamma = \frac{1}{1 + \frac{0,59}{1 - 0,59} \cdot \frac{1}{0,9 \cdot 0,75}} = 0,32$$

Так как значения ε_H и ε_F одинаковы, то можем записать:

$$H_s = \frac{\varepsilon_V \varepsilon_H}{\psi(T)} (H_{\text{л}} + \gamma F)$$

По Б. токошо [41, с. 91]

$$\frac{\varepsilon_V \varepsilon_H}{\psi(T)} = 0,22 + \frac{0,33}{\alpha} = 0,22 + \frac{0,33}{1,1} = 0,52$$

следовательно получим

$$H = 0,52(99,44 + 0,32 \cdot 33,56) = 57 \text{ м}^2$$

Определим коэффициент теплоотдачи свободной конвекцией от экранов труб экрана

$$\alpha_k = 2,1 \sqrt[4]{T_{\text{п}} - \theta}$$

где θ — температура наружной поверхности экранных труб. Без учета погрешности примем ее на 35 К выше средней температуры сред в трубах, т.е.

$$\theta = \frac{T_1 + T_2}{2} + 35 = \frac{438 + 503}{2} + 35 = 506 \text{ К}$$

Тогда

$$\alpha_k = 2,1 \sqrt[4]{820 - 506} = 8,9 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Проверим температуру дымовых газов, покидающих топку.

Находим температурную поправку к теплопередаче в топке по формуле Белокопя [41, с. 49]:

$$\Delta T = \frac{\alpha_k H_p (T_{\text{макс}} - \theta) - 10^{-8} H_s c_s}{B \sum mc_p + \alpha_k H_p}$$

Здесь $T_{\text{макс}}$ — максимальная температура горения (в нашем случае при $Q_{\text{р}} \eta_{\text{т}} = 49\,970 \cdot 0,96 = 48\,000$ кДж на 1 кг топлива по рис. 2.21 $T_{\text{макс}} = 2053$ К); c_s — постоянная излучения абсолютно черного тела, равная $5,77 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$; $\sum mc_p$ — суммарная теплоемкость дымовых газов при $T_{\text{п}} = 820$ К, определяемая по формуле:

$$\sum mc_p = \frac{q_{T_{\text{п}}}}{T_{\text{п}} - 273} = \frac{12\,600}{820 - 273} = 23 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Получим:

$$\Delta T = \frac{8,9 \cdot 168 (2053 - 506) - 10^{-8} \cdot 503^4 \cdot 57 \cdot 5,77}{\frac{236 \cdot 23}{3,6} + 8,9 \cdot 168} = 775 \text{ К}$$

Находим величину аргумента излучения по формуле Белокопя:

$$\begin{aligned} X &= \frac{10 c_s H_s}{B \sum mc_p + \alpha_k H_p} \left(\frac{T_{\text{макс}} - \Delta T}{1000} \right)^3 = \\ &= \frac{10 \cdot 5,77 \cdot 57}{\frac{236 \cdot 23}{3,6} + 8,9 \cdot 168} \left(\frac{2053 - 775}{1000} \right)^3 = 2,33 \end{aligned}$$

По графику [41, с. 90] находим характеристику излучения: $\beta_s = 0,628$.

Определяем температуру дымовых газов на выходе из камеры радиации по формуле Белокопя:

$$T_{\text{п}} = \beta_s (T_{\text{макс}} - \Delta T) = 628 (2053 - 775) = 805 \text{ К}$$

Полученная температура несколько ниже найденной ранее; расхождение составляет 2%, поэтому пересчета не делаем, а выбранное значение q_p считаем правильным.

6. Расчет конвекционной камеры

Согласно принятой ранее схеме печи (рис. 2.22), в ее конвекционной камере устанавливается только пароперегреватель производительностью $Z = 1850$ кг/ч. Расход тепла на перегрев составляет $Q_{\text{п}} = 181$ кВт (см. п. 2 расчета).

Определим поверхность нагрева пароперегревателя (в м²):

$$F_k = \frac{Q_{\text{п}}}{k_{\text{п}} \Delta T_{\text{ср}}}$$

где k_n — коэффициент теплопередачи в пароперегревателе, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\Delta T_{\text{ср}}$ — средний температурный напор в пароперегревателе, К .

Принимаем для пароперегревателя цельнотянутые стальные трубы диаметром $57 \times 3,5$ мм, длиной $l_{\text{тр}} = 2,5$ м (длина трубы, омываемая дымовыми газами). Расположение труб — коридорное, шаг труб по ширине пучка $S_1 = 1,5d_n = 86$ мм, шаг труб по глубине пучка (расстояние между рядами труб по вертикали) $S_2 = 250$ мм. В одном горизонтальном ряду принимаем $n_1 = 21$ трубе.

При таком числе труб расстояние по осям крайних труб будет равно:

$$b_{\text{т}} = (n_1 - 1) S_1 = (21 - 1) \cdot 86 = 1720 \text{ мм}$$

Коэффициент теплопередачи в пароперегревателе рассчитываем по формуле:

$$k_n = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

где α_1 — суммарный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\delta_{\text{ст}} = 0,0035$ м — толщина стенки трубки; $\lambda_{\text{ст}} = 45,2$ $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности стали; α_2 — коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к водяному пару, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Суммарный коэффициент теплоотдачи со стороны дымовых газов [11, с. 114]:

$$\alpha_1 = 1,1 (\alpha_k + \alpha_{\text{л}})$$

где α_k — коэффициент теплоотдачи конвекцией от газов к трубам, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\alpha_{\text{л}}$ — коэффициент теплоотдачи излучением трехатомных газов, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Коэффициент α_k определим по формуле [8, с. 133]:

$$\alpha_k = c\beta \frac{\lambda_{\text{г}}}{d_{\text{н}}} \text{Re}^{0,6} \text{Pr}^{1/3}$$

где $c = 0,26$ — коэффициент для коридорного пучка труб; β — коэффициент, зависящий от числа рядов труб в пучке [8, с. 133], — полагаем, что число рядов будет более 10, примем $\beta = 1$; $\lambda_{\text{г}}$ — коэффициент теплопроводности дымовых газов, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Численные Re и Pr в формуле вычисляются при среднем температурном напоре дымовых газов в камере конвекции (определяющий

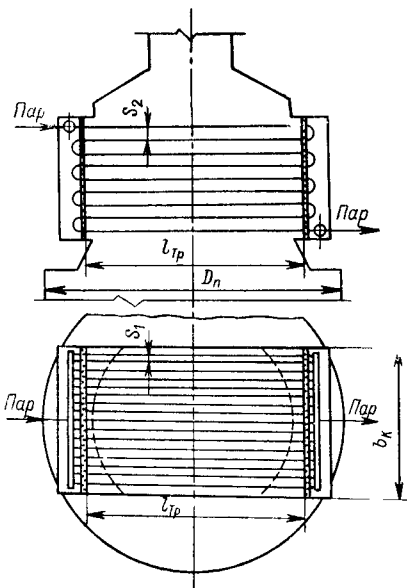


Рис. 2.23. Схема пароперегревателя.

размер — наружный диаметр труб, скорость газов находится для самого узкого сечения пучка).

Определим наименьшую площадь свободного сечения для прохода дымовых газов. Согласно принятой схеме (рис. 2.23) распределения труб, она будет равна:

$$f_r = (b_k - n_1 d_n) l_{\text{тр}} = [(n_1 - 1) S_1 + 3 d_n - n_1 d_n] l_{\text{тр}} = \\ = [(21 - 1) \cdot 0,086 + 3 \cdot 0,057 - 21 \cdot 0,057] \cdot 2,5 = 1,735 \text{ м}^2$$

Определим линейную скорость дымовых газов в самом узком сечении трубного пучка:

$$w = \frac{B \sum v_i T_{\text{ср}}}{3600 \cdot f_r \cdot 273}$$

где $T_{\text{ср}} = 0,5(T_{\text{п}} + T_{\text{ух}}) = 0,5(820 + 673) = 747 \text{ К}$ — средняя температура дымовых газов в конвекционной камере.

Имеем:

$$w = \frac{236 \cdot 15,95 \cdot 747}{3600 \cdot 1,735 \cdot 273} = 1,65 \text{ м/с}$$

Для определения критериев Re и Pg нужно вычислить для дымовых газов при $T_{\text{ср}} = 747 \text{ К}$ кинематическую вязкость, плотность, теплоемкость и коэффициент теплопроводности.

Коэффициент динамической вязкости найдем по формуле:

$$\frac{M_r}{\mu_r} = \sum \frac{x'_i M_i}{\mu_i}$$

где M_r , μ_r — молекулярная масса и динамическая вязкость дымовых газов; M_i — молекулярная масса компонентов дымовых газов; μ_i — динамическая вязкость компонентов дымовых газов, — определяются по номограмме [49, с. 597]; x'_i — объемные (мольные) доли компонентов дымовых газов в их смеси.

Результаты расчета приведены в табл. 2.14.

Получим:

$$\mu_r = \frac{M_r}{\sum \frac{x'_i M_i}{\mu_i}} = \frac{27,77}{871,9 \cdot 10^3} = 31,9 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Таблица 2.20

Компоненты дымовых газов	M_i	m_i , кг/кг топлива	x_i , масс. доля	v_i (при нор- мальных условиях), м ³ /кг топлива	x'_i , объемн. доля
CO ₂	44	2,75	0,139	1,40	0,087
H ₂ O	18	2,15	0,109	2,68	0,168
O ₂	32	0,39	0,020	0,27	0,018
N ₂	23	14,4	0,732	11,6	0,728
Сумма	—	19,7	1,000	15,95	1,000

Плотность дымовых газов:

$$\rho_1 = \frac{M_r}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T_{cp}} = \frac{27,77 \cdot 273}{22,4 \cdot 747} = 0,452 \text{ кг/м}^3$$

Кинематическая вязкость дымовых газов:

$$\nu_r = \frac{\mu_r}{\rho_1} = \frac{31,9 \cdot 10^{-6}}{0,452} = 70,5 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Коэффициент теплопроводности дымовых газов найдем по формуле [8, с. 125]:

$$\lambda_r = \sum x'_i \lambda_i$$

где λ_i — коэффициенты теплопроводности компонентов дымовых газов, определенные по таблице [8, с. 430]. Необходимые расчеты сделаны в табл. 2.20, из которой и взято значение $\lambda_r = 0,0548 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

Теплоемкость дымовых газов:

$$c_r = \sum c_i x_i$$

где c_i — теплоемкость компонентов дымовых газов, определяемая по таблице [8, с. 130]; x_i — массовые доли компонентов в дымовых газах. Результаты расчетов приведены в табл. 2.20, из которой $c_r = 1,24 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$.

Находим значения критериев:

$$Re = \frac{w d_n}{\nu_r} = \frac{1,65 \cdot 0,057}{70,5 \cdot 10^{-6}} = 1335$$

$$Pr = \frac{\nu_r c_r \rho_r}{\lambda_r} = \frac{70,5 \cdot 10^{-6} \cdot 1,24 \cdot 0,452 \cdot 10^3}{0,0548} = 0,72$$

После подстановки всех величин в формулу для вычисления значения $\alpha_{\text{ж}}$ получим:

$$\alpha_n = 0,26 \cdot 1 \frac{0,0548}{0,057} \cdot 1335^{0,6} \cdot 0,72^{1/4} = 17 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением от трехатомных газов найдем по формуле Нельсона [5, с. 479]:

$$\alpha_{\text{л}} = 0,025 T_{cp} - 9,3 = 0,025 \cdot 747 - 9,3 = 9,3 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

M_i	$\mu_i \cdot 10^{-3}$	$\frac{M_i x'_i}{\mu_i} \cdot 10^{-3}$	λ_i , Вт/(м · К)	$\lambda_i x'_i$, Вт/(м · К)	c_i , кДж/(кг · К)	$c_i x_i$, кДж/(кг · К)
H ₂ O	0,012	119,7	0,051	0,0044	1,136	0,189
CO ₂	0,015	120,8	0,056	0,0094	2,100	0,229
O ₂	0,011	13,8	0,058	0,0010	1,039	0,021
N ₂	0,011	617,6	0,055	0,0400	1,106	0,800
Σ		871,9	$\lambda_r = 0,0548$	—	—	$c_r = 1,24$

Тогда суммарный коэффициент теплоотдачи от дымовых газов будет равен:

$$\alpha_1 = 1,1 (17 + 9,3) = 29 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к водяному пару найдем по формуле [46, с. 161, 162]:

$$\alpha_2 = \left(3,24 + \frac{0,35 T_z}{100} \right) \frac{w_0^{0,75}}{d_b^{0,25}}$$

где T_z — средняя температура перегреваемого водяного пара, равная

$$T_z = \frac{T_s + T_{\text{пар}}}{2} = \frac{393 + 513}{2} = 453 \text{ К}$$

w_0 — линейная скорость пара (приведена к температуре 273 К и давлению $0,1 \cdot 10^6$ Па), м/с; $d_b = 0,05$ м — внутренний диаметр труб пароперегревателя.

Линейная скорость водяного пара при движении его двадцатью одним параллельным потоком равна:

$$w_0 = \frac{4V_{\text{сек}}}{\pi d_b^2 n_1}$$

Здесь $n_1 = 21$ — число труб в одном горизонтальном ряду пароперегревателя; $V_{\text{сек}}$ — секундный объем перегретого водяного пара, приведенный к нормальным условиям (273 К и $0,1 \cdot 10^6$ Па):

$$V_{\text{сек}} = \frac{1850 \cdot 22,4}{3600 \cdot 18} = 0,655 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда

$$w_0 = \frac{4 \cdot 0,655}{3,14 \cdot 0,05^2 \cdot 21} = 16 \text{ м/с}$$

Подставив известные числовые значения в формулу коэффициента теплоотдачи, получим:

$$\alpha_2 = \left(3,24 + \frac{0,35 \cdot 453}{100} \right) \cdot \frac{16^{0,75}}{0,05^{0,25}} = 84,3 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи пароперегревателя равен:

$$k_n = \frac{1}{\frac{1}{29} + \frac{0,0035}{45,2} + \frac{1}{84,3}} = 21,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Определим средний температурный напор в пароперегревателе. Теплообмен идет по схеме:

$$T_n = 820 \text{ К} \longrightarrow T_{yx} = 673 \text{ К}$$

$$T_{\text{пар}} = 513 \text{ К} \longleftarrow T_s = 393 \text{ К}$$

$$\Delta T_{\text{макс}} = T_n - T_{\text{пар}} = 820 - 513 = 307 \text{ К};$$

$$\Delta T_{\text{мин}} = T_{yx} - T_s = 673 - 393 = 280 \text{ К}$$

При $\frac{\Delta T_{\text{макс}}}{\Delta T_{\text{мин}}} \leq 2$ средний температурный напор определяется по формуле:

$$\Delta T_{\text{ср}} = \frac{\Delta T_{\text{макс}} + \Delta T_{\text{мин}}}{2} = \frac{307 + 280}{2} = 294 \text{ К}$$

Поверхность нагрева пароперегревателя:

$$F_{\text{п}} = \frac{180\,700}{21,5 \cdot 294} = 28,7 \text{ м}^2$$

Число труб пароперегревателя:

$$N_{\text{п}} = \frac{F_{\text{п}}}{\pi d_{\text{н}} l_{\text{тр}}} = \frac{28,7}{3,14 \cdot 0,057 \cdot 2,5} = 64$$

Число горизонтальных рядов:

$$m = \frac{N_{\text{п}}}{n_1} = \frac{64}{21} = 3$$

Примем пароперегреватель с тремя пучками коридорно расположенных труб. Тогда общее число труб будет равно 63.

Итерационный расчет сырьевого змеевика печи и расчет газового сопротивления и тяги здесь не приводятся, так как они аналогичны сделанным в предыдущем примере.

Х И М И Ч Е С К И Е П Р О Ц Е С С Ы

В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности широкое распространение получили следующие процессы: пиролиз этана и пропана с целью получения этилена и пропилена, каталитический крекинг дистиллятного и остаточного сырья для получения бензинов и газов с высоким содержанием пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций; риформинг на платиновом катализаторе бензинов и лигроинов прямой гонки с целью получения высокооктановых бензинов, алкилирование изопарафиновых углеводородов олефинами для получения высокооктановых компонентов бензинов, полимеризация низкомолекулярных непредельных углеводородов с целью получения топлив или высокомолекулярных полимеров

Ниже приводятся технологические расчеты реакционных аппаратов для этих процессов.

Технологический расчет любого реакционного аппарата включает решение следующих основных задач.

1. Термодинамический расчет (анализ) процесса, при котором определяют наиболее благоприятные условия его протекания и оптимальную глубину (степень) превращения сырья.

2. Кинетический расчет реакционного аппарата, конечной целью которого является определение величины реакционного объема

3. Тепловой расчет реакционного аппарата, позволяющий определить количество тепла, которое необходимо подводить в реактор или отводить из него, а также необходимое количество теплоносителя и величину поверхности теплообмена

4. Гидравлический расчет реактора, позволяющий установить потери напора при движении реагирующих веществ, что очень важно для определения энергетических затрат на ведение процесса.

5. Конструирование и расчет аппарата и его узлов на прочность.

При расчете реакционного аппарата, как правило, все указанные выше основные задачи должны решаться параллельно, так как величины, с которыми приходится оперировать, взаимно связаны. Это обстоятельство и является основной причиной большой сложности расчета. Накопление и обобщение данных по промышленной эксплуатации различных реакционных систем, а также теоретический анализ экспериментальных данных, получаемых на лабораторных и ползаводских установках, позволяют во многих случаях значительно облегчить решение этих задач. Наиболее современным

методом решения комплекса указанных задач является, как известно, математическое моделирование, осуществляемое при широком использовании электронно-вычислительных машин (ЭВМ)

Теоретические основы расчета, конструктивное оформление, особенности работы реакционных аппаратов различного технологического назначения изложены во многих литературных источниках [4, 5, 54, 68, 69, 70 и др.]

Реакционные аппараты, предназначенные для проведения химических процессов, резко различаются по условиям работы, производительности и конструктивному оформлению. Поэтому и технологические расчеты их имеют ряд особенностей, которые рассмотрены ниже на конкретных примерах.

ТРУБЧАТЫЙ РЕАКТОР ПИРОЛИЗА

Рассчитать реакционный змеевик трубчатой печи градиентного типа (рис. 31) для пиролиза пропановой фракции, состав которой приведен в табл. 31. Состав продуктов пиролиза (пирогаза) также дан в табл. 31 [4, с. 38]. Производительность печи $G = 10\,000$ кг/ч. Пиролиз пропановой фракции проводится с добавкой $Z = 2000$ кг/ч (20 масс. % на сырье) водяного пара. Температура сырья на входе в печь $T_1 = 308$ К.

Состав топливного газа и коэффициенты избытка воздуха приняты такими же, как при расчете печи с излучающими стенками топки (стр 154 и 156).

Конструктивное оформление, технологические показатели работы и основные методы расчета трубчатых печей для термического разложения (пиролиза) углеводородов достаточно подробно рассмотрены в литературе [4, с 51; 84, с. 124, 85, с 90]

Наиболее совершенной в настоящее время реакционно-нагревательной печью для пиролиза углеводородов является трубчатая печь (реактор) градиентного типа с излучающими стенками и экранами двухстороннего облучения.

Самой сложной и трудной задачей при расчете такой трубчатой печи является расчет реакционного змеевика, в котором должно осуществляться термическое разложение углеводородов до необходимой глубины в минимальное время. Процесс пиролиза сырья идет при непрерывном изменении температуры, давления, объема

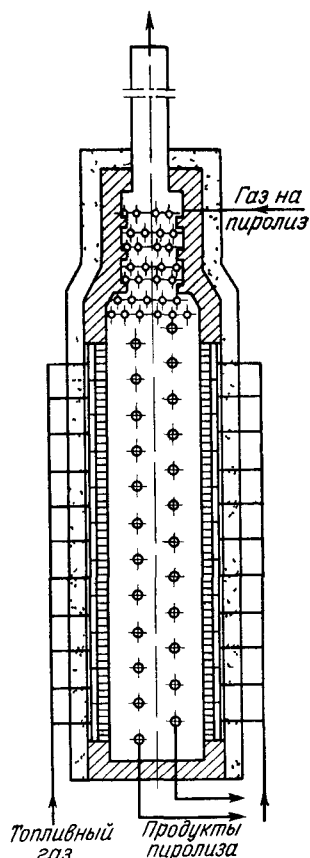


Рис. 31 Схема трубчатой печи градиентного типа

Таблица 3.1

Компоненты	Состав, мол. %		Компоненты	Состав, мол. %	
	сырье — пропановая фракция	пирогаз		сырье — пропановая фракция	пирогаз
H_2 . .	0,7	13,2	C_3H_6 . . .	10,7	8,9
CH_4 .	6,3	33,6	C_3H_8 . . .	56,7	4,1
C_2H_2 .	—	0,3	C_4	4,1	0,9
C_2H_4 .	4,9	27,3	C_{5+}	—	2,1
C_2H_6 .	16,6	9,6	Сумма . . .	100,0	100,0

и состава реакционной смеси по длине змеевика. Поэтому расчет реакционного змеевика проводят в две стадии: первая называется предварительным расчетом, вторая — расчетом по секциям, т. е. по отдельным, очень небольшим участкам змеевика.

Предварительным расчетом определяют поверхность нагрева, длину и число труб реакционного змеевика, а также время пребывания реакционной смеси в змеевике, которое не должно быть выше некоторого оптимального значения, зависящего от температуры. Расчет ведется методом последовательного приближения — предварительно задаются перепадом давления в реакционном змеевике, а затем вычислениями подтверждают правильность принятой ранее величины.

Исходными данными для расчета являются следующие: количество и состав исходного сырья (газа); состав продуктов пиролиза (пирогаза), получаемый на основе лабораторных или полужаводских опытов термического разложения исходного сырья; количество водяного пара, добавляемого к исходному сырью перед его подачей в печь; состав топливного газа; температура сырья на входе в печь.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГО РАСЧЕТА РЕАКЦИОННОГО ЗМЕЕВИКА ТРУБЧАТОЙ ПЕЧИ ГРАДИЕНТНОГО ТИПА

1. Рассчитывают процесс горения. Все определения проводят так же, как и при расчете печи с излучающими стенками топки.

2. Зная производительность печи по исходному сырью, составы сырья и продуктов пиролиза (пирогаза), определяют:

а) молекулярную массу и плотность (при нормальных условиях) сырья, массовые и мольные часовые количества каждого компонента в сырье;

б) молекулярную массу и плотность (при нормальных условиях) пирогаза, массовые и мольные часовые количества каждого компонента в пирогазе;

в) состав парогазовой смеси на входе в печь и на выходе из нее в массовых и мольных долях.

Полученные данные сводят в таблицы.

3. Зная состав газа, подвергаемого пиролизу, определяют температуру в конце реакционного змеевика. Для этого предварительно задаются величиной общего времени пребывания газовой смеси в змеевике печи.

4. Определяют полезную тепловую мощность (полезное тепло) печи, ее коэффициент полезного действия и часовой расход топлива.

Расчеты ведут по следующей схеме:

а) определяют температуру на выходе из реакционного змеевика с учетом углеводородного состава сырья;

б) находят теплоту реакции и часовой расход тепла на реакции пиролиза;

в) определяют часовое количество тепла, необходимого для нагревания парогазовой смеси (сырья и водяного пара) от температуры на входе в печь до температуры входа в реакционный змеевик, которая предварительно должна быть принята;

г) находят часовое количество тепла, расходуемого на нагревание парогазовой смеси в реакционном змеевике, имея в виду, что в начале змеевика парогазовая смесь состоит из сырья и водяного пара, а в конце — из продуктов пиролиза (пирогаза) и водяного пара;

д) рассчитывают часовое количество тепла, расходуемого в реакционном змеевике;

е) находят полезное тепло печи;

ж) задаваясь температурой уходящих из печи дымовых газов и долей потерь тепла печью в окружающую среду, находят к. п. д. печи;

з) определяют часовой расход топлива.

5. Определяют температуру дымовых газов, покидающих радиантную камеру. Для этого из уравнения теплового баланса топки, зная тепловую нагрузку реакционного змеевика, находят энтальпию дымовых газов на выходе из топки и соответствующую температуру.

6. Определяют поверхность нагрева реакционного змеевика, задаваясь предварительно ее допускаемой теплонапряженностью. Выбирая диаметр и полезную длину трубы, находят общую длину реакционного змеевика. Принимая число параллельно включенных потоков, определяют полезную длину труб и число труб в одном потоке. Принимая полную длину одной трубы, находят полную длину одного потока реакционного змеевика.

7. Определяют время пребывания парогазовой смеси в реакционном змеевике.

Расчет ведут по следующей схеме:

а) принимают давление в конце реакционного змеевика, задаются величиной потерь напора в нем и находят давление в начале змеевика;

б) находят плотность парогазовой смеси в начале и в конце змеевика, а также ее среднюю плотность в реакционном змеевике;

в) находят массовую скорость парогазовой смеси в змеевике;

Таблица 3.2

Сырье — пропановая фракция

Компоненты сырья	Молекулярная масса M_i	Плотность ρ_i , кг/м ³	Мольная (объемная) доля c_i (c_{vi})
H ₂	2	0,090	0,007
CH ₄	16	0,717	0,063
C ₂ H ₄	28	1,260	0,049
C ₂ H ₆	30	1,342	0,166
C ₃ H ₆	42	1,915	0,107
C ₃ H ₈	44	1,967	0,567
C ₄	58	2,593	0,041
Сумма	—	—	1,000

Примечание Плотность сырья можно определить также по формуле

$$\rho_c = \frac{M_c}{22,4} = \frac{39,2}{22,4} = 1,75 \text{ кг/м}^3$$

г) находят линейную скорость парогазовой смеси в начале и в конце змеевика, а также среднюю линейную скорость в реакционном змеевике;

д) делением полной длины одного потока реакционного змеевика на среднюю скорость парогазовой смеси определяют время пребывания смеси в реакционном змеевике. Это время не должно превышать ранее заданной величины. В противном случае следует задаться новым значением потери напора и повторить расчет. Если и после этого не обеспечивается необходимое снижение времени пребывания, расчет реактора следует повторить, начиная с п. 3.

8. Определяют потери напора в реакционном змеевике. Этот расчет ведется обычно по уравнению Дарси — Вейсбаха.

Найденная величина потерь напора не должна превышать ранее принятую величину. В противном случае расчет следует повторить, начиная с п. 7, увязывая величину потерь напора в змеевике со временем пребывания в нем парогазовой смеси.

Детальный посекционный расчет реакционного змеевика должен проводиться по методике, предлагаемой в литературе [4, с. 63]. Ввиду сложности этот расчет не приводится. Если ограничиться предварительным расчетом реакционного змеевика, то все остальные определения по трубчатой печи для пиролиза углеводородов нужно проводить в той последовательности, которая принята для печи с излучающими стенками топки.

РАСЧЕТ

1. Расчет процесса горения

Поскольку для данной печи состав топливного газа и коэффициент избытка воздуха приняты такими же, как и выше (см.

$M_i c_{vi}$	Массовая доля $c_i = \frac{M_i c'_i}{\sum M_i c'_i}$	Плотность сырья $\rho_i c_{vi}$, кг/м ³	Количество	
			$G_i = 10\,000 \text{ } c_i$, кг/ч	$G'_i = \frac{G_i}{M_i}$, кмоль/ч
0,014	0,0004	0,0006	4	2,00
1,008	0,0260	0,0450	260	16,25
1,372	0,0349	0,0618	349	12,42
4,980	0,1280	0,2220	1 280	42,68
4,494	0,1155	0,2040	1 155	27,50
24,948	0,6344	1,1150	6 344	144,46
2,378	0,0608	0,1060	608	10,48
$M_c = 39,2$	1,0000	$\rho_c = 1,75$	10 000	255,79 $\approx$ 255,8

стр. 154—156), то расчет процесса горения здесь не повторяем и все необходимые данные берем из указанного расчета. График энтальпия дымовых газов — температура для этого случая представлен на рис. 2.16.

2. Состав сырья и пирогаза

Для последующих расчетов необходимо иметь характеристики сырья и пирогаза. Они рассчитаны и приведены в табл. 3.2 и 3.3, которые особых пояснений не требуют*.

Из табл. 3.2 имеем: молекулярная масса сырья $M_c = 39,2$; плотность сырья $\rho_c = 1,75$ кг/м³. Из табл. 3.3: молекулярная масса пирогаза $M_x = 23,8$; плотность пирогаза $\rho_x = 1,07$ кг/м³.

Согласно заданию, пиролиз сырья осуществляется с добавкой 20 масс.% или 2000 кг/ч водяного пара. В табл. 3.4 дается состав пирогазовой смеси при входе ее в змеевик печи (сырье и водяной пар) и на выходе из змеевика (пирогаз и водяной пар).

По данным табл. 3.4 найдем:

молекулярная масса пирогазовой смеси при входе в змеевик печи

$$M_{\text{вх}} = \frac{12\,000}{366,9} = 32,7$$

молекулярная масса пирогазовой смеси на выходе из змеевика печи

$$M_{\text{вых}} = \frac{12\,000}{530,68} = 22,6$$

* Здесь и далее плотность и объемы сырья и пирогаза отнесены к нормальным условиям.

Таблица 3.3

Продукты пиролиза (пирогаз)

Компоненты пирогаза	Молекулярная масса M_i	Плотность ρ_i , кг/м ³	Мольная (объемная) доля x'_i (x_{vi})	$M_i x'_i$
H ₂	2	0,090	0,132	0,264
CH ₄	16	0,717	0,336	5,376
C ₂ H ₂	26	1,162	0,003	0,078
C ₂ H ₄	28	1,260	0,273	7,644
C ₂ H ₆	30	1,342	0,096	2,880
C ₃ H ₆	42	1,915	0,089	3,738
C ₃ H ₈	44	1,967	0,041	1,804
C ₄	58	2,593	0,009	0,522
C ₅	72	3,220	0,021	1,512
Сумма	—	—	1,000	$M_x = 23,8$

Примечание. Плотность пирогаза можно определить иначе:

$$\rho_x = \frac{M_x}{22,4} = \frac{23,8}{22,4} = 1,07 \text{ кг/м}^3$$

Таблица 3.4

Компо- ненты	Парогазовая смесь при входе в печь				Парогазовая смесь на выходе из печи			
	количество		доля		количество		доля	
	кг/ч	кмоль/ч	массовая	мольная	кг/ч	кмоль/ч	массовая	мольная
H ₂	4	2,00	0,0003	0,0054	110	55,00	0,0092	0,1037
CH ₄ . . .	260	16,26	0,0217	0,0443	2 260	141,20	0,1883	0,2657
C ₂ H ₂ . . .	—	—	—	—	30	1,16	0,0025	0,0023
C ₂ H ₄ . . .	349	12,42	0,0290	0,0338	3 200	114,36	0,2667	0,2156
C ₂ H ₆ . . .	1 280	42,68	0,1067	0,1162	1 220	40,68	0,1017	0,0768
C ₃ H ₆ . . .	1 155	27,50	0,0963	0,0749	1 570	37,36	0,1308	0,0704
C ₃ H ₈ . . .	6 344	144,46	0,5287	0,3940	760	17,26	0,0634	0,0328
C ₄	608	10,48	0,0507	0,0286	220	3,80	0,0183	0,0072
C ₅	—	—	—	—	630	8,76	0,0525	0,0165
H ₂ O . . .	2 000	111,10	0,1666	0,3028	2 000	111,10	0,1666	0,2090
Сумма	12 000	365,00	1,0000	1,0000	12 000	530,68	1,0000	1,0000

3. Конечная температура реакции

Конечную температуру реакции, или температуру пирогаза на выходе из змеевика печи, найдем по формуле линейной интерполяции:

$$T = T_2 x_2 + T_3 x_3' + T_3 x_3 + T_4 x_4$$

где T_2 , T_3 и T_4 — конечная температура реакции при пиролизе углеводородов C₂H₆, C₃H₆, C₃H₈ и C₄H₁₀ в чистом виде, К; x_2 , x_3' , x_3 и

Массовая доля $x_i = \frac{M_i x'_i}{\sum M_i x'_i}$	$\rho_i x_{oi}$ кг/м^3	Количество		Всего продуктов пиролиза кмоль/кмоль сырья
		$g_i = 10\,000 \, x_i$ кг/ч	$g'_i = \frac{g_i}{M_i}$ кмоль/ч	
0,011	0,012	110	55,00	0,2150
0,226	0,241	2 260	141,20	0,5520
0,003	0,003	30	1,16	0,0045
0,320	0,344	3 200	114,36	0,4472
0,122	0,129	1 220	40,68	0,1590
0,157	0,170	1 570	37,36	0,1460
0,076	0,081	760	17,26	0,0675
0,022	0,023	220	3,80	0,0148
0,063	0,063	630	8,76	0,0342
1,000	$\rho_x = 1,07$	10 000	419,58	$\sim 1,64$

x_4 — содержание углеводородов C_2H_6 , C_3H_6 , C_3H_8 и C_4H_{10} в сырье в расчете только на их смесь, масс доли

Конечная температура процесса связана с оптимальным временем контакта формулами Шмидта [4, с 41, 43]

при пиролизе этана без выделения углерода

$$\lg \tau_{\text{опт}}^{\text{эт}} = -12,75 + \frac{13\,700}{T_2}$$

при пиролизе пропилена, пропана и бутана без выделения углерода

$$\lg \tau_{\text{опт}}^{\text{пр}} = -10,96 + \frac{11\,038}{T_3}$$

где $\tau_{\text{опт}}^{\text{эт}}$ и $\tau_{\text{опт}}^{\text{пр}}$ — оптимальное время контакта, с

Пиролизу подвергается смесь углеводородов, поэтому общее время $\tau_{\text{общ}}$ пребывания газовой смеси в зоне реакции для всех углеводородов будет одинаковым. Общее время пребывания газовой смеси в зоне реакции связано с оптимальным временем [4, с 58]

$$\tau_{\text{общ}} \leq (1,8 - 2,1) \tau_{\text{опт}}$$

Сведения о величине общего времени $\tau_{\text{общ}}$ пребывания газов и смесей в трубчатых печах пиролиза приведены в табл 3.5

Сырье обогащено пропаном, поэтому примем по данным табл 3.5 величину общего времени пребывания 0,7 с. Приняв кратность превышения общего времени $\tau_{\text{общ}}$ над оптимальным временем $\tau_{\text{опт}}$ равной 2,1, найдем

$$\tau_{\text{опт}} = \frac{\tau_{\text{общ}}}{2,1} = \frac{0,7}{2,1} = 0,33 \text{ с}$$

Таблица 3.5

Пиролиз углеводородов	Интервал			Литература
	температуры процесса, К	давления процесса 10^{-3} , Па	$\tau_{\text{общ}}$, с	
C_2H_6	1048—1113	208—319	0,7—1,30	[84, с. 82]
C_3H_6	1065—1095	208—319	0,5—0,80	[84, с. 87]
C_3H_8	883—1103	208—319	0,7—1,13	[85, с. 18]
C_4H_{10}	883—1103	208—319	0,7—1,13	[4, с. 47]

Используя величину $\tau_{\text{опт}} = 0,33$ с в формулах Шмидта

$$\lg 0,33 = -12,75 + \frac{13\,700}{T_2}$$

$$\lg 0,33 = -10,96 + \frac{11\,038}{T_3}$$

найдем, что $T_2 = 1117$ К, а $T_3 = 1055$ К.

Расчет содержания углеводородов C_2H_6 , C_3H_6 , C_3H_8 и C_4H_{10} в их смеси в сырье сделан в табл. 3.6.

Таблица 3.6

Компоненты	Количество G_i (табл. 3.2), кг/ч	Содержание $x_i = \frac{G_i}{\sum G_i}$, масс. доля
C_2H_6	1280	0,1363
C_3H_6	1155	0,1230
C_3H_8	6344	0,6755
C_4	608	0,0652
Сумма	9387	1,0000

Подставив числовые значения величин в формулу для определения конечной температуры пирогаза на выходе из змеевика печи, получим:

$$T = 1117 \cdot 0,1363 + 1055 \cdot 0,1230 + 1055 \cdot 0,6755 + 1055 \cdot 0,0652 = 1063 \text{ К}$$

4. Тепловая нагрузка печи, ее к. п. д. и расход топлива

Полезное тепло печи равно:

$$Q_{\text{полезн}} = Q_1 + Q_p$$

где Q_1 — расход тепла на нагревание смеси газов в реакционном змеевике, кВт; Q_p — расход тепла на реакцию, кВт.

Температура сырья перед реакционным змеевиком должна быть ниже той, при которой начинается реакция пиролиза [4, с. 35]. Согласно литературным данным, некаталитическое превращение пропилена в этилен начинается при 883 К [85, с. 18], а пропана в этилен — при 923 К [4, с. 43]. Поэтому в нашем расчете примем температуру входа сырья в реакционный змеевик $T_H = 873$ К.

Количество тепла, затрачиваемого на нагревание парогазовой смеси (сырье и водяной пар) от $T_1 = 308$ К (задана) до $T_H = 873$ К, найдем по формуле:

$$Q_1 = (G + Z)(q_{873} - q_{308})$$

где $G = \sum G_i = 10\,000$ кг/ч — количество сырья; $Z = 2000$ кг/ч — количество водяного пара; q_{308} , q_{873} — энтальпии парогазовой смеси соответственно при $T_1 = 308$ К и $T_H = 873$ К, кДж/кг.

Энтальпию парогазовой смеси найдем по правилу аддитивности, при этом энтальпии отдельных компонентов возьмем из таблиц [21, с. 121—128]; массовые доли компонентов в смеси см. в табл. 3.4.

Результаты расчета энтальпий сведены в табл. 3.7, из которой следует, что $q_{873} \approx 1567,9$ кДж/кг и $q_{308} \approx 63,2$ кДж/кг.

Таблица 3.7

Компоненты	$T_1 = 308$ К			$T_H = 873$ К			$T = 1063$ К		
	q_i , кДж/кг	x_i , масс. доля	$q_i x_i$, кДж/кг	q_i , кДж/кг	x_i , масс. доля	$q_i x_i$, кДж/кг	q_i , кДж/кг	x_i , масс. доля	$q_i x_i$, кДж/кг
H_2 . . .	502,0	0,0003	0,151	8750	0,0003	2,62	11650	0,0092	106,40
CH_4 . . .	80,4	0,0217	1,746	1897	0,0217	41,16	2743	0,1883	516,50
C_2H_2 . . .	62,0	0	0	1283	0	0	1764	0,0025	4,41
C_2H_4 . . .	57,4	0,0290	1,665	1452	0,0290	42,12	2080	0,2667	555,00
C_2H_6 . . .	64,5	0,1067	6,884	1690	0,1067	180,35	2453	0,1017	249,40
C_3H_6 . . .	57,0	0,0963	5,488	1451	0,0963	139,80	2092	0,1308	273,40
C_3H_8 . . .	62,8	0,5287	33,200	1658	0,5287	877,50	2400	0,0634	152,30
C_4	62,0	0,0507	3,142	1647	0,0507	83,50	2370	0,0183	43,38
C_5	62,0	0	0	1638	0	0	2353	0,0525	123,50
H_2O . . .	65,8	0,1666	10,960	1206	0,1666	200,80	1640	0,1666	273,00
Сумма . .	—	1,0000	~63,2	—	1,0000	~1567,9	—	1,0000	~2297,3

Ввиду небольшого давления в змеевике печи его влияние на энтальпию не учитывается.

Получим:

$$Q_1 = (10\,000 + 2000)(1567,9 - 63,2) = 18,1 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 5015 \text{ кВт}$$

Тепло Q_1 вычислено с некоторым избытком, так как начальная температура перегретого водяного пара, подаваемого в змеевик печи, значительно выше начальной температуры ($T_1 = 308$ К) сырья.

Расход тепла на реакцию и нагревание в реакционном змеевике, или количество радиантного тепла печи, определим по формуле:

$$Q_p = Q_n + Q_2$$

где Q_n — расход тепла на реакцию пиролиза, кВт; Q_2 — расход тепла на нагревание парогазовой смеси от $T_n = 873$ К (сырье и водяной пар) до $T = 1063$ К (пирогаз и водяной пар), кВт.

Расход тепла на реакцию пиролиза:

$$Q_n = \Delta H \sum G'_i$$

где ΔH — тепловой эффект реакции, кДж/кмоль сырья; $\sum G'_i = 255,9$ кмоль/ч — часовое количество молей сырья (см. табл. 3.2).

Тепловой эффект реакции найдем по уравнению:

$$\Delta H = H_2 - H_1$$

где H_1 и H_2 — соответственно теплоты образования исходного сырья и пирогаза, кДж/кмоль

Теплоты образования H_1 и H_2 можно определить путем суммирования парциальных теплот образования компонентов соответственно сырья и пирогаза при конечной температуре T реакции

При температуре $T = 1063$ К теплоты образования компонентов сырья и пирогаза приведены в литературе [86, с. 468—490], а расчет значений H_1 и H_2 — в табл. 3.8.

Таблица 3.8

Компоненты	Теплота образования ΔH_f° , кДж/кмоль	Сырье		Пирогаз	
		G'_i (табл. 3.2), мол. доля	$G'_i \Delta H_f^\circ$, кДж/кмоль сырья	выход $G'_i / \sum G'_i$ (табл. 3.3) кмоль/кмоль сырья	$G'_i \Delta H_f^\circ / \sum G'_i$, кДж/кмоль сырья
H_2 . . .	—	0,007	—	0,2150	—
CH_4 .	—90 280	0,063	—5 688	0,5520	—49 850
C_2H_2	+223 000	—	—	0,0045	+1 003
C_2H_4 . .	+38 080	0,049	+1 867	0,4472	+17 050
C_2H_6	—106 500	0,166	—17 680	0,1590	—16 930
C_3H_6	—428	0,107	—46	0,1460	—63
C_3H_8 .	—130 000	0,567	—73 700	0,0675	—8 750
C_4 .	—156 600	0,041	—6 420	0,0148	—2 320
C_5 . . .	—181 300	—	—	0,0342	—6 200
Сумма .	—	1,000	$H_1 = -101 667$	$\approx 1,64$	$H_2 = -66 060$

Теплота реакции.

$$\Delta H = H_2 - H_1 = -66 060 - (-101 667) = 35 607 \text{ кДж/кмоль сырья}$$

Расход тепла на реакцию пиролиза:

$$Q_n = \Delta H G'_i = 35 607 \cdot 255,8 = 9,11 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 2530 \text{ кВт}$$

Количество тепла, которое затрачивается на нагревание парогазовой смеси от $T_{\text{н}} = 873 \text{ К}$ (сырье и водяной пар) до $T = 1063 \text{ К}$ (пирогаз и водяной пар):

$$Q_2 = (G + Z)(q_{1063} - q_{873}) = \\ = (10\,000 + 2000)(2297,3 - 1567,9) = 8,76 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 2433 \text{ кВт}$$

Величина $q_{1063} = 2297,3 \text{ кДж/кг}$ взята из табл. 3.7.

Подставляя числовые значения величин в формулу для расчета количества радиантного тепла печи, получим:

$$Q_p = 2530 + 2433 = 4963 \text{ кВт}$$

Полезное тепло печи:

$$Q_{\text{полезн}} = 4963 + 5015 = 9978 \text{ кВт}$$

Потери тепла печью в окружающую среду q_1 примем равными 7% от рабочей теплоты сгорания топлива $Q_p^{\text{н}}$, в том числе, в камере радиации 5%, в камере конвекции 2%.

Примем температуру уходящих из печи дымовых газов $T_{\text{ух}} = 673 \text{ К}$ (с последующим их охлаждением в котле-утилизаторе). Тогда по графику $q - T$ (рис. 2.16) найдем их энтальпию: $q_2 = 8800 \text{ кДж/кг}$.

Теперь найдем к. п. д. печи:

$$\eta = 1 - \left(\frac{q_1}{Q_p^{\text{н}}} + \frac{q_2}{Q_p^{\text{н}}} \right) = 1 - \left(0,07 + \frac{8800}{49\,040} \right) = 0,75$$

Расход топлива:

$$B = \frac{Q_{\text{полезн}}}{Q_p^{\text{н}} \eta} = \frac{9978 \cdot 3600}{49\,040 \cdot 0,75} = 977 \text{ кг/ч}$$

5. Определение температуры дымовых газов, покидающих радиантную камеру

Из уравнения теплового баланса топки

$$Q_p = B(Q_p^{\text{н}} \eta_{\text{т}} - q_{T_{\text{п}}}^{\text{г}})$$

(где $\eta_{\text{т}}$ — к. п. д. топки, равный $\eta_{\text{т}} = 1 - 0,05 = 0,95$) найдем энтальпию уходящих из нее дымовых газов:

$$q_{T_{\text{п}}}^{\text{г}} = Q_p^{\text{н}} \eta_{\text{т}} - \frac{Q_p}{B} = 49\,040 \cdot 0,95 - \frac{4963 \cdot 3600}{977} = 28\,250 \text{ кДж/кг}$$

По графику $q - T$ (рис. 2.16) этой энтальпии соответствует температура $T_{\text{п}} = 1473 \text{ К}$.

6. Поверхность нагрева реакционного змеевика (экранных труб)

Определим поверхность нагрева реакционного змеевика по формуле:

$$F_p = \frac{Q_p}{q_p}$$

где q_p — средняя теплonaпряженность поверхности нагрева экран-ных труб, кВт/м².

Величина средней теплonaпряженности поверхности экранных реакционных труб в печах современных конструкций принимается равной 34,7—37,2 кВт/м² [85, с. 30].

Считая, что $q_p = 37,2$ кВт/м², получим:

$$F_p = \frac{4963}{37,2} = 133 \text{ м}^2$$

Принимая диаметр труб $d_n = 0,14$ м и толщину стенок 0,008 м [85, с. 28], находим общую рабочую длину труб:

$$L_p = \frac{F_p}{\pi d_n} = \frac{133}{3,14 \cdot 0,14} = 302 \text{ м}$$

Число параллельных потоков m сырья в печи не рекомендуется принимать больше 3. Для проектируемой печи принято (см. рис. 3.1) $m = 2$. Рабочая длина труб в одном потоке:

$$L'_p = \frac{L_p}{m} = \frac{302}{2} = 151 \text{ м}$$

Выбираем рабочую длину одной трубы $l_T = 12,5$ м. Тогда число труб в одном потоке реакционного змеевика составит:

$$N'_p = \frac{l'_p}{l_T} = \frac{151}{12,5} = 12$$

При полной длине одной трубы $l''_T = 13$ м общая длина труб в одном потоке:

$$L''_p = N'_p l''_T = 12 \cdot 13 = 156 \text{ м}$$

7. Время пребывания парогазовой смеси в реакционном змеевике

Определим время пребывания смеси в реакционном змеевике по уравнению:

$$\tau_{обн} = \frac{L''_p}{w_{cp}}$$

где w_{cp} — средняя линейная скорость газа в реакционном змеевике, м/с.

Для определения величины w_{cp} сделаем предварительные вычисления.

Массовая скорость парогазовой смеси в реакционном змеевике:

$$U = \frac{4(G + Z)}{3600 \pi d_n^2} = \frac{4(10\,000 + 2000)}{3600 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 0,124^2} = 138 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$$

На основании литературных данных [4, с. 57] перепад давления ΔP_p в реакционном (радиантном) змеевике равен $245 \cdot 10^3$ — $343 \cdot 10^3$ Па.

Давление P_n на выходе из реактора в большинстве случаев равно $127 \cdot 10^3$ — $196 \cdot 10^3$ Па.

Примем $\Delta P_p = 335 \cdot 10^3$ Па и $P_k = 130 \cdot 10^3$ Па. Тогда давление в начале змеевика будет равно:

$$P_n = P_k + \Delta P_p = 130 \cdot 10^3 + 335 \cdot 10^3 = 465 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Плотность парогазовой смеси в начале реакционного змеевика:
а) при нормальных условиях

$$\rho'_0 = \frac{M_{\text{вх}}}{22,4} = \frac{32,7}{22,4} = 1,46 \text{ кг/м}^3$$

где $M_{\text{вх}} = 32,7$ — средняя молекулярная масса парогазовой смеси на входе в змеевик печи (в начале реакционного змеевика она будет такой же, поскольку реакция пиролиза еще не началась).

б) при $T_n = 873$ К и $P_n = 465 \cdot 10^3$ Па

$$\rho_n = \rho'_0 \frac{T_0 P_n}{T_n P_0} = 1,46 \frac{273 \cdot 465 \cdot 10^3}{873 \cdot 98,1 \cdot 10^3} = 2,17 \text{ кг/м}^3$$

Плотность парогазовой смеси в конце реакционного змеевика:
а) при нормальных условиях

$$\rho''_0 = \frac{M_{\text{вых}}}{22,4} = \frac{22,6}{22,4} = 1,01 \text{ кг/м}^3$$

где $M_{\text{вых}} = 22,6$ — средняя молекулярная масса парогазовой смеси на выходе из реакционного змеевика.

б) при $T = 1063$ К и $P_k = 130 \cdot 10^3$ Па

$$\rho_k = \rho''_0 \frac{T_0 P_k}{T P_0} = 1,01 \frac{273 \cdot 130 \cdot 10^3}{1063 \cdot 98,1 \cdot 10^3} = 0,344 \text{ кг/м}^3$$

Средняя плотность смеси в реакционном змеевике:

$$\rho_{\text{ср}} = \frac{\rho_n + \rho_k}{2} = \frac{2,17 + 0,344}{2} = 1,257 \text{ кг/м}^3$$

Линейная скорость парогазовой смеси:

а) в начале реакционного змеевика

$$w_n = \frac{u}{\rho_n} = \frac{138}{2,17} = 63,5 \text{ м/с}$$

б) в конце реакционного змеевика

$$w_k = \frac{u}{\rho_k} = \frac{138}{0,344} = 401 \text{ м/с}$$

в) средняя скорость

$$w_{\text{ср}} = \frac{w_n + w_k}{2} = \frac{63,5 + 401}{2} = 232 \text{ м/с}$$

Подставив в формулу числовые значения величин, получим:

$$\tau_{\text{обм}} = \frac{156}{232} = 0,674 \text{ с}$$

Полученная величина не превышает ранее принятого значения $\tau_{\text{обм}} = 0,7$ с, поэтому пересчета не делаем.

8. Потери напора в реакционном (радиантном) змеевике печи

Выше была принята величина потерь напора в реакционном змеевике печи $\Delta P_p = 335 \cdot 10^3$ Па. Проверим правильность принятия величины ΔP_p , вычислив ее значение по формуле:

$$\Delta P_p = \lambda \frac{l_{\text{экв}}}{d_v} \cdot \frac{u^2}{2\rho_{\text{ср}}}$$

где λ — коэффициент гидравлического сопротивления; $l_{\text{экв}}$ — эквивалентная длина труб одного потока радиантного змеевика, м

Для определения величины коэффициента гидравлического сопротивления подсчитаем числовое значение критерия Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{w_{\text{ср}} d_v}{\nu_{\text{ср}}}$$

где $\nu_{\text{ср}}$ — кинетическая вязкость парогазовой смеси в реакционном змеевике, $\text{м}^2/\text{с}$

Предварительно определим необходимые для расчета $\nu_{\text{ср}}$ среднюю температуру парогазовой смеси в реакционном змеевике

$$T_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{н}} + T}{2} = \frac{873 + 1063}{2} = 968 \text{ К}$$

и среднюю молекулярную массу смеси углеводородных газов (см. табл. 3 2 и 3 3)

$$M_{\text{ср}} = \frac{M_{\text{с}} + M_{\text{х}}}{2} = \frac{39,2 + 23,8}{2} = 31,5$$

С целью некоторого упрощения расчета, имея в виду, что средняя молекулярная масса углеводородных газов в реакционном змеевике соответствует этану ($M_{\text{ср}} = 31,5 \approx 30$), по таблице [21, с. 57] экстраполяцией находим кинематическую вязкость этих газов при 968 К. $\nu_{\text{г}} = 71 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$

Кинематическая вязкость водяного пара при 968 К по таблице [21, с. 56] $\nu_{\text{в п}} = 120,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$

Среднее содержание водяного пара в парогазовой смеси (см. табл. 3 4).

$$y'_{\text{ср}} = \frac{y'_{\text{п}} + y''_{\text{п}}}{2} = \frac{0,3028 + 0,2090}{2} = 0,2559 \text{ мол. доли}$$

Тогда кинематическая вязкость парогазовой смеси в реакционном змеевике

$$\nu_{\text{ср}} = \frac{1}{\frac{1 - y'_{\text{ср}}}{\nu_{\text{г}}} + \frac{y'_{\text{ср}}}{\nu_{\text{в п}}}} = \frac{1}{\frac{1 - 0,2559}{71 \cdot 10^{-6}} + \frac{0,2559}{120,9 \cdot 10^{-6}}} = 78,9 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{232 \cdot 0,124}{78,9 \cdot 10^{-6}} = 364\,000$$

По графику [8, с. 445; 64, с. 102] при $Re = 364\,000$ и относительной шероховатости $\frac{l}{d_b} = \frac{0,0001}{0,124} = 0,0008$, где $l = 0,0001$ м — среднее значение высоты выступов шероховатости, принимаемое по [8, с. 62, табл. III-2], найдем: $\lambda = 0,025$.

Определим эквивалентную длину труб одного потока радиантного змеевика:

$$l_{\text{экв}} = N'_p l'_{\text{тр}} + (N'_p - 1) \psi d_b$$

где ψ — коэффициент, зависящий от типа соединения труб. По таблице [40, с. 131] принимаем $\psi = 50$. Тогда

$$l_{\text{экв}} = 12 \cdot 13 + (12 - 1) \cdot 50 \cdot 0,124 = 224 \text{ м}$$

Подставив в формулу числовые значения величин, получим:

$$\Delta P_p = 0,025 \frac{224}{0,124} \cdot \frac{138^2}{2 \cdot 1,257} = 343 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Полученная величина $\Delta P_p = 343 \cdot 10^3$ Па мало отличается от ранее принятой величины $\Delta P_p = 335 \cdot 10^3$ Па, поэтому повторного расчета не делаем.

РЕАКТОР УСТАНОВКИ КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ КАТАЛИЗАТОРА

Рассчитать реактор установки каталитического крекинга вакуумного дистиллята в псевдоожигенном слое — технологическую схему см. [54, с. 263, 264] — при следующих исходных данных: производительность реактора по свежему сырью $G_c = 250$ т/ч; количество рециркулирующего каталитического газойля составляет 28,4 масс. % на свежее сырье. Режим процесса: температура крекинга $T_p = 758$ К, массовая кратность циркуляции катализатора по свежему сырью 7 : 1 [54, с. 153].

Характеристики сырья и продуктов крекинга по лабораторным данным приводятся в табл. 3.9.

Технология процесса каталитического крекинга в псевдоожигенном («кипящем») слое, конструктивное оформление и основы расчета реакторов, регенераторов и систем транспорта катализатора достаточно подробно освещены в литературе [5, 54, 83, 87—90].

Успехи, достигнутые в СССР по созданию новых цеолитсодержащих катализаторов, позволяют перевести действующие установки каталитического крекинга на цеолитсодержащие катализаторы. Проектирование новых установок ориентировано на использование именно этих катализаторов. Некоторые сведения об использовании цеолитсодержащих катализаторов при каталитическом крекинге имеются в литературе [91—93].

Технологический расчет реактора крекинга в псевдоожигенном слое цеолитсодержащего катализатора не отличается от подобного расчета реактора крекинга в псевдоожигенном слое микросферического катализатора.

Таблица 3.9

Показатели	Сырье		Продукты крекинга		
	вакуумный дистиллят	рециркули- рующий газойль	бензин	каталитический газойль	
				легкий	тяжелый
Относительная плотность:					
ρ_{277}^{293} . . .	0,9100	0,9330	0,7600	0,9300	0,9400
ρ_{288}^{288} . . .	0,9131	0,9340	0,7641	0,9330	0,9420
Пределы вы- кипания, К	623—773	468—773	313—468	468—623	623—773
Молекулярная масса . . .	360	248	105	200	340
Средняя моле- кулярная температура кипения, К	683	582	384	548	676

Ниже приводится технологический расчет реактора установки каталитического крекинга в псевдоожиженном слое микросферического аморфного алюмосиликатного катализатора.

В задачу расчета реактора входит определение его основных размеров — диаметра и высоты, температуры сырья при подаче его в узел смешения с катализатором, температуры катализатора на выходе из реактора, размеров распределительных устройств для парокатализаторного потока, числа циклонов и их гидравлического сопротивления.

Исходными данными для расчета реактора являются: производительность реактора по свежему сырью и количество рециркулирующего газойля; характеристика сырья и продуктов крекинга (плотность, пределы выкипания, вязкость и др.); температура крекинга; кратность циркуляции катализатора по свежему сырью; выход продуктов реакции (по лабораторным или заводским данным).

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА РЕАКТОРА

1. Составляют материальный баланс реактора. Для этого, зная производительность реактора по свежему сырью и выходы продуктов крекинга в долях от свежего сырья, находят часовые количества газа, бензина, легкого и тяжелого газойлей, кокса. С учетом рециркулирующего газойля определяют загрузку реактора.

Результаты расчета сводят в таблицу.

2. Определяют количество катализатора и расход водяного пара.

3. Составляют тепловой баланс реактора, из которого определяют температуру сырья на входе в узел смешения с катализатором.

4. Определяют размеры реактора. диаметр корпуса и десорбера, высоту аппарата. При этом высоту псевдооживленного слоя находят делением объема реакционного пространства на площадь поперечного сечения реактора; высоту сепарационного пространства рассчитывают в зависимости от скорости паров, проходящих через свободное сечение реактора над кипящим слоем. Высоты остальных частей реактора (десорбера и др.) принимаются конструктивно в соответствии с практическими данными.

5. Определяют давление у основания зоны отпарки (десорбера) и температуру катализатора на выходе из нее.

6. Выбирают конструкцию распределительного устройства парокатализаторного потока и рассчитывают его геометрические размеры.

7. Проводят поверочный расчет циклона предварительно выбранного типа. Целью этого расчета является определение числа циклонов, их гидравлического сопротивления и эффективности улавливания катализаторной пыли.

РАСЧЕТ

1. Материальный баланс

Материальный баланс процесса каталитического крекинга обычно известен по лабораторным или промышленным данным. Зададимся глубиной превращения 75 объемн. % на исходное сырье [54, с. 7, 8] и определим выходы продуктов крекинга.

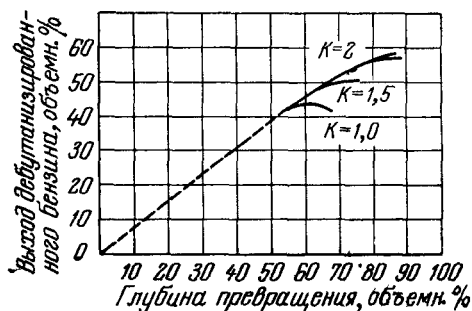


Рис. 3.2. График для определения выхода бензина.

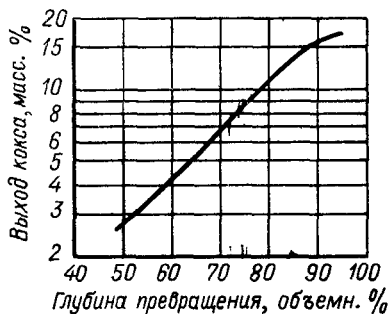


Рис. 3.3. График для определения выхода кокса.

Отношение количества сырья к количеству циркулирующего газойля:

$$\kappa = \frac{G_c}{0,284 G_c} = \frac{250}{0,284 \cdot 250} = 3,52$$

По графику (рис. 3.2) [94] определим выход бензина $v_6 = 54$ объемн. % на свежее сырье или в массовых процентах:

$$x_6 = \frac{\rho_{277}^{293} v_6}{\rho_{277}^{293} c}$$

где x_6 — выход бензина, масс. % на свежее сырье; $\rho_{277\text{Г}}^{293}$, $\rho_{277\text{С}}^{293}$ — относительные плотности соответственно бензина и свежего сырья.

Получим:

$$x_6 = \frac{0,760 \cdot 54}{0,910} = 45,1 \text{ масс. \% на свежее сырье}$$

Выход кокса в зависимости от заданной глубины превращения по графику (рис. 3.3) [94] составляет $x_k = 8,7$ масс. % на свежее сырье.

Выход газа при каталитическом крекинге вакуумного дистиллята, выкипающего в пределах 623—773 К, примем равным $x_r = 17,7$ масс. % на свежее сырье [84, с. 8].

Выход каталитического газойля, который в ректификационной колонне разделяется на легкий и тяжелый, определим по разности:

$$\begin{aligned} x_{\text{л.г}} + x_{\text{т.г}} &= 100 - (45,1 + 8,7 + 17,7) = \\ &= 28,5 \text{ масс. \% на свежее сырье} \end{aligned}$$

Для определения выхода бензина, газа и кокса в зависимости от режимных показателей процесса можно воспользоваться и другими данными [90].

Расчет выхода продуктов крекинга приводится в табл. 3.10.

Таблица 3.10

Потоки	Количество, т/ч	Состав	
		масс. % на свежее сырье	масс. % на загрузку реактора
Приход			
Сырье — вакуумный дистиллят 623— —773 К	250,00	100,0	77,9
Рециркулирующий каталитический газойль	71,0	28,4	22,1
Загрузка реактора	321,0	128,4	100,00
Расход			
Газ	44,25	17,70	13,78
Бензин	112,75	45,10	35,13
Легкий газойль	39,25	15,70	12,22
Тяжелый газойль	32,00	12,80	9,97
Кокс	21,75	8,70	6,80
Всего	250,00	100,00	77,90
Циркулирующий каталитический га- зойль	71,00	28,40	22,1
Сумма	321,00	128,4	100,00

2. Количество циркулирующего катализатора и расход водяного пара

При кратности циркуляции катализатора $R = 7:1$ количество циркулирующего катализатора:

$$G_k = RG_c = 7 \cdot 250 = 1750 \text{ т/ч}$$

Определим расход водяного пара.

Для регулирования плотности смеси паров сырья с катализатором в транспортную линию подается водяной пар в количестве 2—6 масс.%, считая на загрузку реактора [54, с. 149; 95, 96]. На отпарку продуктов крекинга с закоксованного катализатора в зону отпарки подается 5—10 кг пара на 1 т катализатора [54, с. 152].

Принимаем расход водяного пара для регулирования плотности смеси равным 4 масс. % на сырье или

$$G_{п1} = 250 \cdot 0,04 = 10 \text{ т/ч} = 10\,000 \text{ кг/ч}$$

На катализаторе после регенерации остается кокс в количестве 0,2—0,5 масс.%, считая на свежий катализатор. Примем содержание остаточного кокса на регенерированном катализаторе равным 0,4 масс.%, что составит:

$$G_{о.к} = \frac{0,4 \cdot 1750}{100} = 7 \text{ т/ч}$$

Количество закоксованного катализатора на выходе из реактора:

$$G_{з.к} = G_k + G_{о.к} + 21,75 = 1750 + 7 + 21,75 = 1778,75 \text{ т/ч}$$

Приняв расход водяного пара на отпарку 1 т закоксованного катализатора равным 7 кг, найдем часовой расход водяного пара:

$$G_{г1} = 7G_{з.к} = 7 \cdot 1778,75 = 12\,430 \text{ кг/ч}$$

3. Тепловой баланс реактора

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_c + Q_{ц1} + Q_{к1} + Q_{п1} + Q_{д1} + Q_{о.к} = Q_r + Q_6 + Q_{л.г} + Q_{т.г} + \\ + Q_{к2} + Q_k + Q_{ц2} + Q_{д2} + Q_{п2} + Q_p + Q_n$$

Левая часть уравнения отвечает приходу тепла (в кВт): Q_c — с сырьем; $Q_{ц1}$ — с рециркулирующим каталитическим газойлем; $Q_{к1}$ — с циркулирующим катализатором; $Q_{п1}$ — с водяным паром, подаваемым в транспортную линию; $Q_{д1}$ — с водяным паром, подаваемым на отпарку углеводородов с катализатора; $Q_{о.к}$ — с остаточным коксом.

Правая часть уравнения отвечает расходу тепла (в кВт): Q_r — с образовавшимися газами крекинга; Q_6 — с парами бензина; $Q_{л.г}$ — с парами легкого газойля; $Q_{т.г}$ — с парами тяжелого газойля; $Q_{к2}$ — с циркулирующим катализатором; Q_k — с образовавшимся при крекинге коксом; $Q_{ц2}$ — с рециркулирующим газойлем;

$Q_{д2}$ — с водяным паром, подаваемым на отпарку углеводородов с катализатора; $Q_{п2}$ — с водяным паром, подаваемым в транспортную линию; $Q_{р}$ — на реакции каталитического крекинга; $Q_{п}$ — потери тепла в окружающую среду.

Из теплового баланса реактора определим температуру сырья при подаче его в узел смешения с катализатором.

Ввиду того, что полный технологический расчет установки каталитического крекинга мы не производим, по литературным и промышленным данным принимаем следующие температуры потоков на входе в реактор: $T_{п1} = 561$ К — температура рециркулирующего каталитического газойля; $T_{к1} = 873$ К — температура катализатора [54, с. 266]; $T_{п1} = 873$ К — температура водяного пара, подаваемого в транспортную линию (с давлением $\pi = 0,46 \cdot 10^6$ Па) [58, с. 107]; $T_{д1} = 783$ К — температура водяного пара [97], подаваемого в отпарную зону реактора при давлении $0,46 \cdot 10^6$ Па.

Рассчитаем энтальпию потоков. Предварительно определим состав крекинг-газа.

При проектировании промышленных установок каталитического крекинга пользуются данными хроматографического анализа газа, полученного при крекинге сырья в лаборатории. При отсутствии лабораторных данных можно пользоваться литературными [54, с. 210; 82, с. 121; 83, с. 125].

В табл. 3.11 приведен примерный состав крекинг-газа.

Таблица 3.11

Компоненты	M_i	Выход масс. % на сырье	Количество	
			кг/ч	кмоль/ч
H_2S	34	0,85	2 125	62,5
H_2	2	0,20	500	250,0
CH_4	16	2,31	5 770	361,0
C_2H_4	28	0,57	1 424	51,0
C_2H_6	30	1,25	3 120	104,0
C_3H_6	42	3,22	8 050	191,8
C_3H_8	44	2,43	6 070	138,0
C_4H_8	56	3,95	9 868	176,4
C_4H_{10}	58	2,92	7 323	126,3
Сумма		17,70	44 250	1461,0

Ввиду низкого давления в реакторе влияние давления на энтальпию не учитывается. Зная состав крекинг-газа, можно найти энтальпию компонентов и затем подсчитывать энтальпию смеси по правилу смешения. В табл. 3.12 приведены энтальпии компонентов газа в интервале температур 673—773 К. Например, энтальпия сероводорода при 673 К равна произведению удельной энтальпии, определяемой по справочникам, на массовую долю последнего в крекинг-газе:

$$432,2 \cdot 0,048 = 20,74 \text{ кДж/кг}$$

Таблица 3.12

Компоненты	Состав x_i , масс. %	Энтальпия, кДж/кг			
		673 К		773 К	
		q_i^r	$q_i^r x_i$	q_i^r	$q_i^r x_i$
H ₂ S	4,80	432,2	20,74	548,3	26,3
H ₂	1,13	5798,0	65,50	7255,0	82,0
CH ₄	13,07	1127,0	147,20	1495,0	195,4
C ₂ H ₄	3,22	858,6	27,66	1143,0	36,8
C ₂ H ₆	7,07	988,0	69,82	1323,0	93,5
C ₃ H ₆	18,22	853,8	155,60	1139,0	207,4
C ₃ H ₈	13,76	967,3	133,00	1293,5	177,8
C ₄ H ₈	22,28	896,0	199,70	1193,0	266,2
C ₄ H ₁₀	16,45	967,3	159,20	1290,0	212,2
Сумма	100,00	—	~978,4	—	~1297,6

Сумма энтальпий компонентов равна энтальпии крекинг-газа при данной температуре. Путем интерполяции можно определить энтальпию газа при промежуточных температурах.

Энтальпия углеводородных паров (в кДж/кг) определяется по таблицам, приведенным в приложении, или по формуле [62, с. 18]:

$$q_T^n = 209,2 - 130,25\rho_{288}^{288} + (0,543 - 0,134\rho_{288}^{288})T + \\ + (0,00234 - 0,00059\rho_{288}^{288})T^2$$

Для определения энтальпии жидких углеводородов (в кДж/кг) также можно воспользоваться таблицами или формулой [62, с. 18]:

$$q_T^ж = \frac{1}{V\rho_{288}^{288}} (0,0017T^2 + 0,762T - 334,3)$$

где ρ_{288}^{288} — относительная плотность жидкого углеводорода; T — температура потока, К.

Энтальпии углеводородных паров и жидкостей, а также катализатора и кокса подсчитаны и приведены в табл. 3.13.

Энтальпия катализатора и кокса подсчитана по формуле:

$$q_T^к = cT$$

где $q_T^к$ — энтальпия катализатора или кокса, кДж/кг; c — теплоемкость катализатора или кокса, кДж/(кг·К); T — температура катализатора или кокса, К.

Теплоемкость катализатора равна 1,05—1,13 кДж/(кг·К) [98, 99], теплоемкость кокса 1,65—2,51 кДж/(кг·К) [100, с. 36; 101, с. 252].

Теплоемкость катализатора и кокса принята соответственно равной 1,13 и 2,51 кДж/(кг·К).

Таблица 3.13

Обозначение потока	Состояние	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход					
Q_c	Ж	T_c	250 000	q_c	Q_c
$Q_{ц1}$	Ж	561	71 000	648,0	12 790
$Q_{к1}$	Т	873	1 750 000	678,4	329 500
$Q_{п1}$	П	873	10 000	3708,0	10 300
$Q_{д1}$	П	783	12 430	3510,0	12 130
$Q_{ок}$	Т	873	7 000	1506,0	2 930
Сумма	—	—	—	—	$Q_c + 367 550$
Расход					
Q_g	Г	758	44 250	1252,0	15 380
Q_6	П	758	112 750	1162,0	36 330
$Q_{л, г}$	П	758	39 250	1102,5	12 020
$Q_{т, г}$	П	758	32 000	1097,0	9 755
$Q_{к2}$	Т	758	1 750 000	548,8	26 650
Q_k	Т	758	28 750	1219,0	9 720
$Q_{ц2}$	П	758	71 000	1102,5	21 720
$Q_{п2}$	П	758	10 000	3455,0	9 600
$Q_{д2}$	П	758	12 430	3455,0	11 920
Q_p	—	—	250 000	205,2	14 250
$Q_{п}$	Принимается	—	—	—	815
Сумма	—	—	—	—	409 160

Энтальпия водяного пара определяется по диаграмме $i-S$ [102] для водяного пара или по таблицам ВТИ в зависимости от температуры и давления. Температуру пара принимают, исходя из диапазона изменения температур в реакторе и охлаждающих змеевиках регенератора.

Реакция каталитического крекинга сопровождается поглощением тепла. На рис. 3.4 [103, с. 170] приведены примерные данные о тепловом эффекте реакции каталитического крекинга в зависимости от глубины превращения в массовых процентах.

Глубина превращения определяется по табл. 3.10:

$$100 - (15,7 + 12,8) = 71,5 \text{ масс. \%}$$

При глубине превращения 71,5 масс.% величина теплового эффекта составит 205,2 кДж на 1 кг сырья.

Из теплового баланса (табл. 3.13) имеем:

$$Q_c = 409 140 - 367 550 = 41 590 \text{ кВт}$$

Энтальпия сырья:

$$q_c = \frac{3600 Q_c}{G_c} = \frac{3600 \cdot 41 590}{250 000} = 600 \text{ кДж/кг}$$

Чтобы по найденной энтальпии определить температуру сырья, необходимо знать его фазовое состояние.

Интервал температуры, в котором сырье будет испаряться в низу реактора:

$$\Delta T = T_p - T_c$$

Величину интервала температуры ΔT можно определить из формулы [96]

$$1 - e = 10^4 (140 \Delta T - 0,33 \Delta T^2)$$

где $1 - e$ — массовая доля жидкого остатка при однократном испарении сырья.

Предположим, что сырье подается в узел смешения в жидком виде, тогда доля отгона $e = 0$ и из двух действительных корней квадратного относительно ΔT уравнения во внимание примем наименьшее числовое значение, равное $\Delta T = 91$ К. При этом предельное значение температуры, при которой сырье практически находится еще в жидком состоянии, окажется равным:

$$T_{\text{пр.с}} = 758 - 91 = 667 \text{ К}$$

Если температура сырья будет выше 667 К, то произойдет частичное его испарение.

В соответствии с энтальпией сырья температура $T_c = 540$ К. (Приложение 2). Следовательно, сырье подается в узел смешения в жидком состоянии.

Температура сырья в промышленных установках находится в пределах 473—633 К [54, с. 153].

4. Размеры реактора

Площадь поперечного сечения реактора равна:

$$S = \frac{V}{3600\omega}$$

где V — объем паров, проходящих через свободное сечение реактора, м³/ч; ω — допустимая скорость паров в свободном сечении реактора, м/с.

Величину V определим по формуле:

$$V = \frac{22,4 \sum \frac{G_i}{M_i} T_p \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273\pi}$$

где $\sum \frac{G_i}{M_i}$ — количество паровой смеси в реакторе, кмоль/ч; T_p — температура в реакторе, К; π — абсолютное давление в реакторе

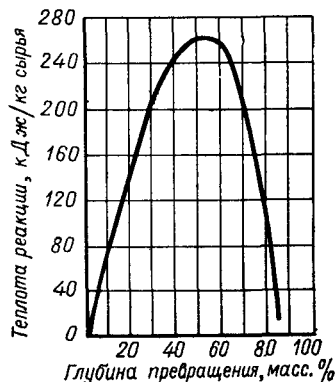


Рис. 3.4. График для определения теплового эффекта реакции каталитического крекинга.

над псевдооживленным слоем, принимаемое равным $0,2 \cdot 10^6$ Па (2 ат).

Для расчета величины $\sum \frac{G_i}{M_i}$ необходимо определить среднюю молекулярную массу крекинг-газа. Из табл. 3.11 имеем

$$M_r = \frac{44\,200}{1461,0} = 30,3$$

и из табл. 3.13:

$$\begin{aligned} \sum \frac{G_i}{M_i} = & \frac{44\,200}{30,3} + \frac{112\,750}{105} + \frac{39\,250}{200} + \frac{32\,000}{340} + \frac{71\,000}{248} + \\ & + \frac{10\,000}{18} + \frac{12\,430}{18} = 4380 \text{ кмоль/ч} \end{aligned}$$

Тогда

$$V = \frac{22,4 \cdot 4380 \cdot 758 \cdot 0,1 \cdot 10^3}{273 \cdot 0,2 \cdot 10^6} = 136\,210 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Этот объем паров является наибольшим, так как суммарный объем всех получающихся продуктов крекинга больше объема сырья.

Для установок каталитического крекинга с псевдооживленным слоем катализатора средняя скорость движения газов в свободном (над псевдооживленным слоем) сечении реактора рекомендуется принимать равной 0,63 м/с [87, с. 150]. По другим литературным данным эта скорость может изменяться от 0,5 м/с [104, с. 216] до 0,89 м/с [54, с. 150]. Примем $w = 0,85$ м/с. Тогда площадь поперечного сечения реактора:

$$S = \frac{136\,200}{3600 \cdot 0,85} = 44,5 \text{ м}^2$$

Диаметр реактора:

$$D = 1,128 \sqrt{S} = 1,128 \sqrt{44,5} \approx 7,5 \text{ м}$$

На существующих промышленных установках применяются реакторы диаметром от 2,5 до 12 м.

Диаметр зоны отпарки (десорбера) найдем после того, как будем знать давление у верхнего основания десорбера

Полная высота реактора (рис. 3.5).

$$H_{\text{п}} = h + h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

где h — высота псевдооживленного слоя, м; h_1 — высота переходной зоны от псевдооживленного слоя до зоны отпарки (распределительного устройства), м; h_2 — высота зоны отпарки (конструктивно принимается равной 6 м); h_3 — высота сепарационной зоны, м; h_4 — часть высоты аппарата, занятая циклонами (зависит от размеров циклонов), — принимаем $h_4 = 6$ м; h_5 — высота верхнего полшарового днища, равная $0,5 D = 3,75$ м.

Высота псевдооживленного слоя в промышленных реакторах составляет 4,5—7,0 м [54, с. 149]. В нашем случае ее можно рассчитать по формуле:

$$h = \frac{V_p}{S}$$

Здесь V_p — объем реакционного пространства (в м^3):

$$V_p = \frac{G_{\text{к. п}}}{\rho_{\text{п. с}}}$$

где $G_{\text{к. п}}$ — количество катализатора в реакционном пространстве реактора, кг; $\rho_{\text{п. с}}$ — плотность псевдооживленного слоя катализатора, обычно равная 450—500 кг/м^3 (примем $\rho_{\text{п. с}} = 500 \text{ кг/м}^3$).

Величина $G_{\text{к. п}}$ равна:

$$G_{\text{к. п}} = \frac{G'_c}{n_d}$$

где G'_c — загрузка реактора (свежее сырье + рециркулирующий газойль), кг/ч ; n_d — массовая скорость подачи сырья, ч^{-1} . Эта скорость изменяется для тяжелого сырья в пределах 1,1—2,3 ч^{-1} [82, с. 114], причем большие значения применяются в случае рециркуляции; примем $n_d = 2,3 \text{ ч}^{-1}$.

Тогда

$$G_{\text{к. п}} = \frac{250\,000 + 71\,000}{2,3} = 139\,500 \text{ кг}$$

$$V_p = \frac{139\,500}{500} = 279 \text{ м}^3$$

$$h = \frac{279}{44,5} = 6,24 \text{ м}$$

Если полученная расчетом высота псевдооживленного слоя не укладывается в указанные выше пределы, следует изменить величину массовой скорости подачи сырья или значение линейной скорости паров в допустимых пределах и повторить расчет.

Высота переходной зоны h_1 :

$$h_1 = h'_1 + h_k$$

где h'_1 — высота цилиндрической части переходной зоны; h_k — высота ее конической части.

Примем высоту переходной зоны равной $h_1 = 7 \text{ м}$. Величины h'_1 и h_k найдем после определения диаметра десорбера.

Процесс десорбции продуктов абсорбированных катализатором осуществляется в вытеснении углеводородных паров как из объема между частицами катализатора, так и с поверхности катализатора

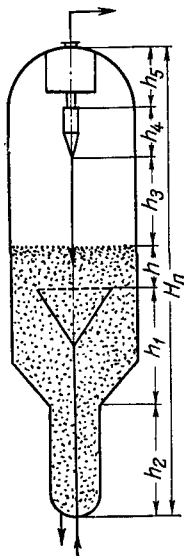


Рис. 3.5. Схема для расчета рабочей высоты реактора

водяным паром, который заполняет эти пространства, — подробнее об этом см. [105, с. 113].

Площадь поперечного сечения десорбера:

$$S_d = \frac{V_d}{3600\omega_d}$$

где V_d — объем паров, проходящих через свободное сечение десорбера, м³/ч; ω_d — линейная скорость паров в расчете на полное сечение десорбера, которая может находиться в пределах 0,3—0,9 м/с.

Наибольший объем паров будет в верхней части десорбера. Величина V_d рассчитывается по формуле:

$$V_d = \frac{22,4 \sum \frac{G_i}{M_i} T_p \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273\pi_B}$$

где $\sum \frac{G_i}{M_i}$ — количество паровой смеси в десорбере, кмоль/ч; π_B — давление в реакторе в верхней части десорбера, Па.

Количество паровой смеси в десорбере равно:

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_n}{M_n} + \frac{G_{д1}}{18}$$

где G_n — количество паров углеводородов, уносимых с катализатором в десорбер, кг/ч; M_n — средняя молекулярная масса уносимых паров углеводородов, $G_{д1}$ — количество водяного пара, подаваемого в десорбер, кг/ч.

Количество углеводородных паров, заключенных в объеме между частицами катализатора и адсорбированных на поверхности циркулирующего катализатора равно:

$$G_n = y_n G_{з.к}$$

Здесь y_n — доля углеводородных паров, переносимых с потоком катализатора, рассчитываемая по формуле [106]:

$$y_n = \frac{\rho_k - \rho_{п.с}}{\rho_{п.с} \rho_k} \rho_{п.с}$$

где $\rho_k = 2400$ кг/м³ — плотность материала катализатора [82, с. 40]; $\rho_{п.с}$ — плотность адсорбированных паров углеводородов и газообразных продуктов в условиях температуры и давления в верхней части десорбера, кг/м³.

Если принять среднюю молекулярную массу M_n адсорбированных углеводородных паров и газообразных продуктов равной средней молекулярной массе M_r крекинг-газа, то при нормальных условиях имеем:

$$\rho_{п.с} = \frac{M_r}{22,4} = \frac{30,3}{22,4} = 1,35 \text{ кг/м}^3$$

В рабочих условиях для верхней части десорбера

$$\rho_n = \rho_{н,0} \frac{T_0 \pi_B}{T_B \pi_0}$$

при этом $T_b = T_p = 758 \text{ К}$, а давление в верхней части десорбера равно:

$$\pi_b = \pi + (h + h_1) \rho_{\text{п.сг}} = \\ = 0,2 \cdot 10^6 + (6,24 + 7) \cdot 500 \cdot 9,81 = 0,27 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Тогда

$$\rho_{\text{п}} = 1,35 \frac{273 \cdot 0,27 \cdot 10^6}{758 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 1,32 \text{ кг/м}^3$$

$$y_{\text{п}} = \frac{2400 - 500}{500 \cdot 2400} \cdot 1,32 = 0,0021$$

$$G_{\text{п}} = 0,0021 \cdot 1\,778\,750 = 3730 \text{ кг/ч}$$

а величина

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{3730}{30,3} + \frac{12\,430}{18} = 813 \text{ кмоль/ч}$$

Подставив в формулу для расчета объема газов и паров все известные величины, получим:

$$V_d = \frac{22,4 \cdot 813 \cdot 758 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273 \cdot 0,27 \cdot 10^6} = 18\,800 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Примем линейную скорость паров в расчете на полное сечение десорбера равной $\omega_d = 0,74 \text{ м/с}$.

Тогда

$$S_d = \frac{18\,800}{3600 \cdot 0,74} = 7,1 \text{ м}^2$$

Диаметр десорбера

$$D_d = 1,128 \sqrt{S_d} = 1,128 \sqrt{7,1} = 3 \text{ м}$$

Принимая, что угол образующей конуса с вертикалью составляет 45° , и зная диаметр реактора (7,5 м), геометрически легко найти высоту конического перехода $h_k = 2,25 \text{ м}$. Получим:

$$h'_1 = h_1 - h_k = 7 - 2,25 = 4,75 \text{ м}$$

Высота сепарационной зоны h_3 рассчитывается по формуле [107]:

$$h_3 = 0,85 \omega^{1,2} (7,33 - 1,2 \lg \omega) = 0,85 \cdot 0,85^{1,2} (7,33 - 1,2 \lg 0,85) = 5,2 \text{ м}$$

где ω — скорость паров в свободном сечении реактора, м/с.

Тогда

$$H_{\text{п}} = 6,24 + 7 + 6 + 5,2 + 6 + 3,75 = 34,19 \text{ м}$$

Высота цилиндрической части корпуса:

$$H_{\text{ц}} = h + h'_1 + h_3 + h_4 = 6,24 + 4,75 + 5,2 + 6 = 22,19 \text{ м}$$

В промышленных реакторах отношение высоты цилиндрической части корпуса к диаметру $H_{\text{ц}}/D = 1,4 \div 4$ [54, с. 146]. Меньшие значения этого отношения характерны для мощных реакторов. Для нашего случая:

$$\frac{H_{\text{ц}}}{D} = \frac{22,19}{7,5} = 2,96$$

5. Давление у основания зоны отпарки (десорбера). Температура катализатора на выходе из десорбера

При известной высоте реактора можно подсчитать давление у основания десорбера по следующему выражению:

$$\pi_{\text{н}} = \pi + (h + h_1 + h_2) \rho_{\text{п}} \cdot g$$

где π — давление над псевдоожигенным слоем, Па; h , h_1 , h_2 — соответственно высоты псевдоожигенного слоя, конической части и зоны отпарки, м.

Получим:

$$\pi_{\text{н}} = 0,2 \cdot 10^6 + (6,24 + 7 + 6) \cdot 500 \cdot 9,81 = 0,294 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Чтобы определить температуру катализатора на входе в регенератор, необходимо знать температуру закоксованного катализатора на выходе из десорбера. Поступающий в десорбер перегретый водяной пар ($T = 783 \text{ К}$, $\pi = 0,44 \cdot 10^6 \text{ Па}$) охлаждается, отдавая тепло катализатору, до температуры 758 К , а температура катализатора повышается на величину:

$$\Delta T_1 = \frac{G_{\text{д1}} (i_{783} - i_{758})}{G_{\text{к}} c_{\text{к}}}$$

где i_{783} — энтальпия перегретого водяного пара на входе в зону отпарки при $T = 783 \text{ К}$ и давлении $\pi = 0,46 \cdot 10^6 \text{ Па}$; i_{758} — энтальпия перегретого водяного пара на верху зоны отпарки (выход) при $T = 758 \text{ К}$ и давлении $\pi = 0,27 \cdot 10^6 \text{ Па}$; $G_{\text{к}}$ — количество катализатора, кг/ч; $c_{\text{к}}$ — теплоемкость катализатора; кДж/(кг·К).

Подставив в формулу для расчета ΔT числовые значения величин, получим:

$$\Delta T_1 = \frac{12\,430 (3510 - 3465)}{1\,750\,000 \cdot 1,13} \approx 0,3 \text{ К}$$

Температура выходящего из зоны отпарки отработанного катализатора:

$$T_{\text{к}} = T_{\text{р}} + \Delta T_1 = 758 + 0,3 = 758,3 \text{ К}$$

6. Выбор распределительного устройства парокатализаторного потока в реакторе

Суммарное живое сечение распределителей подбирают, исходя из условия сохранения величины линейной скорости подводимого потока; обычно оно составляет 1—2,5% от сечения реактора.

Конструктивно распределитель может быть оформлен в виде трубного пучка или в виде горизонтальных решеток. В нашем примере примем конструкцию распределителя в виде семи горизонтальных решеток (рис. 3.6). Такая конструкция распределителя испытана и описана в литературе [98].

Площадь, занимаемая решетками, должна составлять 60—70% поперечного сечения реактора. При этом решетки хорошо вписы-

входят в сечение реактора. Если принять площадь, занимаемую решетками, равной 60%, то площадь решеток будет равна:

$$F_p = 0,6S = 0,6 \cdot 44,5 = 26,7 \text{ м}^2$$

Площадь одной решетки:

$$f_p = \frac{F_p}{7} = \frac{26,7}{7} = 3,8 \text{ м}^2$$

Диаметр решетки:

$$D_p = 1,128 \sqrt{f_p} = 1,128 \sqrt{3,8} = 2,2 \text{ м}$$

Конструкции газораспределительных решеток описаны в литературе [78, с. 39]. К показателям конструкции газораспределительной решетки относятся: диаметр отверстий, площадь живого сечения, толщина, шаг размещения отверстий.

Конструкция газораспределительных решеток существенно влияет на качество псевдооживления катализатора. Увеличение живого сечения газораспределительных решеток, при неизменном диаметре отверстий, а также увеличение диаметра отверстий, при неизменном живом сечении, приводят к ухудшению качества псевдооживленного слоя. Повышение скорости газа в отверстиях решеток и в связи с этим некоторое увеличение их гидравлического сопротивления оказывают положительное влияние на качество псевдооживления [108].

Точных расчетных формул для определения необходимого гидравлического сопротивления решетки пока нет. Однако из имеющихся некоторые формулы могут быть рекомендованы [78, с. 39; 108].

Примем суммарное живое сечение распределителя равным 1% от сечения реактора. Площадь живого сечения распределителя:

$$F_{ж} = 0,01S = 0,01 \cdot 44,5 = 0,445 \text{ м}^2$$

Живое сечение одной решетки.

$$f_{ж} = \frac{F_{ж}}{7} = \frac{0,445}{7} = 0,064 \text{ м}^2$$

Примем толщину решетки $\delta = 0,02 \text{ м}$, а диаметр отверстий в решетке $d_o = 0,02 \text{ м}$. Тогда число отверстий в решетке будет равно.

$$n_d = \frac{4f_{ж}}{\pi d_o^2} = \frac{4 \cdot 0,064}{3,14 \cdot 0,02^2} = 204$$

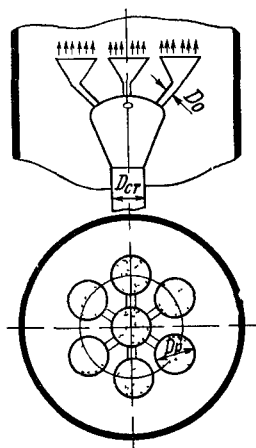


Рис. 3.6 Схема распределителя катализатора.

Суммарное живое сечение распределителя позволяет определить диаметр ствола, подводящего парокатализаторную смесь (рис. 3 6 и 3 7)

$$D_{\text{ст}} = 1,128 \sqrt{F_{\text{ж}}} = 1,128 \sqrt{0,445} \approx 0,75 \text{ м}$$

Диаметр каждого из семи ответвлений от центрального подводящего ствола

$$D_o = 1,128 \sqrt{f_{\text{ж}}} = 1,128 \sqrt{0,064} = 0,285 \text{ м}$$

Имея в виду, что рециркулят подается в псевдоожиженный слой катализатора минуя решетки, объем паров на подходе к решетке рассчитаем по формуле

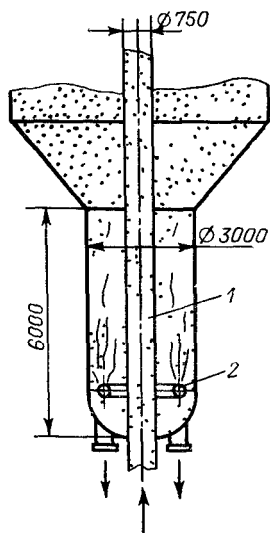


Рис 37 Зона отпарки
1 — подводящий ствол, 2 — паровая маточник

$$V_{\text{п}} = \frac{22,4 \sum \frac{G_i}{M_i} T_{\text{р}} \cdot 0,1 \cdot 10}{3600 \cdot 273 m_{\text{р}} \pi_{\text{р}}}$$

где $\sum \frac{G_i}{M_i}$ — количество углеводородных и водяных паров проходящих через

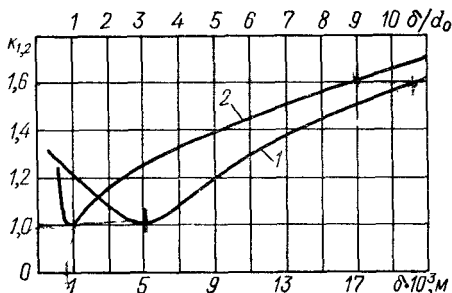


Рис 38 Поправочные коэффициенты к расчету сопротивления сухих решеток

$$1 - k = \varphi(\delta), \quad 2 - k_2 = \varphi\left(\frac{\delta}{d_o}\right)$$

решетку, кмоль/ч, $m_{\text{р}} = 7$ — число решеток, $\pi_{\text{р}}$ — давление в реакторе у решеток, Па

Количество углеводородных и водяных паров, проходящих через решетку, равно

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{250\,000}{360} + \frac{10\,000}{18} = 1248,8 \text{ кмоль/ч}$$

Давление в реакторе у решеток

$$\pi_{\text{р}} = \pi + h_{\text{р}} \pi_{\text{сг}} = 0,2 \cdot 10^6 + 6,24 \cdot 500 \cdot 9,81 = 0,23 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

В результате расчета получим

$$V_{\text{п}} = \frac{22,4 \cdot 1248,8 \cdot 758 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 273 \cdot 7 \cdot 0,23 \cdot 10^6} = 1,34 \text{ м}^3/\text{с}$$

Скорость паров в отверстиях решетки:

$$\omega_0 = \frac{V_{\text{п}}}{f_{\text{ж}}} = \frac{1,34}{0,064} = 21 \text{ м/с}$$

Гидравлическое сопротивление решеток рассчитаем по формуле [108].

$$\Delta p_{\text{р}} = k_1 k_2 [0,35 + (1 - \varphi)^2] \frac{\rho_{\text{п}}}{2} \omega_0^2$$

где k_1 и k_2 — поправочные коэффициенты, находимые по графикам (рис 3 8); φ — доля живого сечения решетки, $\rho_{\text{п}}$ — плотность паров, кг/м³

По графикам рис 3 8 найдем $k_1 = 1,6$, $k_2 = 1,0$.

Доля живого сечения решетки

$$\varphi = \frac{f_{\text{ж}}}{f_{\text{р}}} = \frac{0,064}{3,8} = 0,0168$$

Плотность паров равна.

$$\rho_{\text{п}} = \frac{273 M_{\text{п}} \pi_{\text{р}}}{22,4 T_{\text{р}} \cdot 0,1 \cdot 10^6}$$

где $M_{\text{п}}$ — средняя молекулярная масса смеси углеводородного и водяного паров

Среднюю молекулярную массу смеси углеводородного и водяного паров рассчитаем так:

$$M_{\text{п}} = M_{\text{с}} y'_{\text{с}} + M_{\text{в п}} y'_{\text{в п}}$$

где $M_{\text{с}}$ и $M_{\text{в п}}$ — соответственно средняя молекулярная масса углеводородных паров и молекулярная масса водяного пара; $y'_{\text{с}}$ и $y'_{\text{в п}}$ — мольные доли сырья и водяного пара, подаваемого для регулирования плотности смеси сырья и катализатора (табл 3.14).

Таблица 3.14

Потоки	Количество G_i , кг/ч	Молекулярная масса M_i	Количество $n_i = \frac{G_i}{M_i}$, кмоль ч	Мольная доля $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$
Сырье	250 000	360	693,8	0,5555
Водяной пар	10 000	18	555,0	0,4445
Сумма	260 000	—	1248,8	1,0000

Получим.

$$M_{\text{п}} = 360 \cdot 0,5555 + 18 \cdot 0,4445 = 207,8$$

Таким образом

$$\rho_{\text{п}} = \frac{273 \cdot 207,8 \cdot 0,23 \cdot 10^6}{22,4 \cdot 758 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 7,7 \text{ кг/м}^3$$

Подставив в формулу для определения гидравлического сопротивления решетки числовые значения величин, получим:

$$\Delta p_p = 1,6 \cdot 1 [0,35 + (1 - 0,0168)^2] \frac{7,7}{2} \cdot 21^2 = 3550 \text{ Па}$$

Для хорошего парораспределения перепад давления на решетке должен укладываться в пределы 3400—4800 Па [109].

Если в результате расчета получится, что Δp_p не укладывается в указанные пределы, то необходимо изменить среднюю скорость w газов в свободном сечении реактора (не превышая 0,9 м/с). Если и после этого величина Δp_p не укладывается в рекомендуемые пределы, то можно изменить массовую скорость n_d подачи сырья или кратность циркуляции катализатора.

7. Циклоны реактора

Применяемый на установках каталитического крекинга в псевдоожиженном слое микросферический синтетический катализатор имеет следующий гранулометрический состав [87, с. 150]:

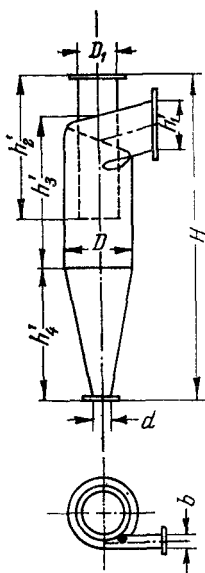


Рис. 3.9. Циклон НИИОГаз

Величина частиц, мкм	Количество, %
≤ 40	10—15
40—80	75—65
> 80	15—20

Частицы до 20 мкм уносятся парогазовым потоком и улавливаются циклонами.

В табл. 3.15 представлены основные размеры циклонов НИИОГаз (рис. 3.9).

Диаметры циклонов имеют следующую величину (в мм):

ЦН-24	1000	500			
ЦН-15	800	600	400	200	100
ЦН-11	800	100			

Расчет циклонов реактора, который сводится к определению их количества, гидравлического сопротивления и эффективности улавливания катализаторной пыли, здесь не приводится.

Расчет эффективности улавливания катализаторной пыли многоступенчатыми циклонами осуществляется приближенным графоаналитическим методом [110].

Определение количества циклонов и их гидравлического сопротивления должно осуществляться в следующей последовательности.

1. Выбирают тип циклона (табл. 3.15) и его диаметр D .

Таблица 3.15

Величина	Тип циклона		
	ЦН-24	ЦН-15	ЦН-11
Диаметр выходной трубы D_1 , м	0,6	0,6	0,6
Ширина входного патрубка b , м	0,26	0,26	0,26
Высота входного патрубка h'_1 , м	1,11	0,66	0,48
Высота входной трубы h'_2 , м	2,11	1,74	1,56
Высота цилиндрической части h'_3 , м	2,11	2,26	2,08
Высота конической части h'_4 , м	1,75	2,00	2,00
Общая высота циклона H , м	4,26	4,56	4,38
Меньшее основание конической части d , м . .	0,25	0,25	0,25
Коэффициент гидравлического сопротивления ξ	60	105	180

2. Рассчитывают условную скорость $v_{\text{усл}}$ парогазовой смеси, отнесенную к полному поперечному сечению цилиндрической части корпуса циклона [5, с. 378].

3. По известным объему V парогазовой смеси над псевдоожиженным слоем и условной скорости $v_{\text{усл}}$ определяют требуемое суммарное сечение S циклонов.

4. Делением величины S на поперечное сечение одного циклона определяют число циклонов N и суммарную площадь сечения входа парогазовой смеси во все циклоны.

5. Проверяют скорость входа парогазовой смеси в циклон, которая не должна превышать 18 м/с [111].

6. Подсчитывают гидравлическое сопротивление циклона [5, с. 378]; оно не должно превышать 5150 Па [111].

Если полученные величины скорости и гидравлического сопротивления (см. пп. 5 и 6) не соответствуют нормам, то нужно подобрать другой тип циклона или изменить количество циклонов [54].

РЕГЕНЕРАТОР КАТАЛИЗАТОРА УСТАНОВКИ КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ

Рассчитать регенератор катализатора установки каталитического крекинга в псевдоожиженном слое — технологическую схему см. [54, с. 263] — при следующих исходных данных: количество циркулирующего катализатора $G_K = 2578$ т/ч; максимальный размер частиц катализатора 150 мкм, плотность псевдоожиженного слоя катализатора $\rho_{\text{п.с}} = 500$ кг/м³; температура катализатора на выходе из реактора 755 К; количество кокса, поступающего в регенератор с катализатором, $\Delta g = 20$ т/ч; количество кокса на регенерированном катализаторе 0,2 масс.%; количество водяного пара, адсорбированного катализатором, $G_{\text{п}} = 4130$ кг/ч; температура в регенераторе $T_p = 873$ К; давление над псевдоожиженным слоем $p = 0,23 \cdot 10^6$ Па; температура воздуха $T_{\text{в}} = 353$ К.

Задачей расчета регенератора является определение количества воздуха, потребного для выжига кокса, расхода водяного пара для отпарки дымовых газов с регенерированного катализатора, диаметра регенератора и его основных зон, высоты регенератора и его основных зон, времени пребывания катализатора в регенераторе, количества избыточного тепла, подлежащего отводу,

и поверхности теплообмена охлаждающего устройства

Процесс регенерации закоксованного катализатора, конструктивное оформление регенераторов с псевдоожиженным слоем катализатора и основы их расчета рассматриваются в литературе [5, 54, 82, 83, 88, 89, 112]

Температура катализатора не должна превышать 873—883 К, для чего закоксованный катализатор в регенераторе обрабатывают воздухом в две стадии

1) прямоточная продувка воздухом, при которой выгорает 75—80% всего кокса, подлежащего выжигу,

2) противоточная продувка воздухом, при которой почти полностью выжигаются остальные 20—25% кокса; тепло, выделяющееся на этой стадии, во избежание перегрева катализатора отводится и используется для производства водяного пара

Затем для вытеснения газов регенерации из пор частиц катализатора и из пространства между частицами осуществляется противоточная пропарка нисходящего потока катализатора водяным паром, полученным во второй стадии регенерации

В соответствии с этим аппарат разделен на пять зон (рис 3 10)

Рис. 3 10 Регенератор установки каталитического крекинга в псевдоожиженном слое

1—первая зона 2—вторая зона
3—цилиндрическая перегородка
4—третья зона 5—распределительная решетка 6—четвертая зона
7—пятая зона 8—циклоны

Первая зона 1 представляет собой кольцеобразное пространство между корпусом аппарата и внутренней цилиндрической перегородкой 3. Снизу находится воздушораспределительная решетка 5, сверху эта зона открыта

Вторая зона 2 заключена между цилиндрической перегородкой 3 и стенкой третьей (отпарной) зоны. Снизу она ограничена воздушораспределительной решеткой, сверху открыта. В этой зоне осуществляется вторая стадия регенерации, для чего зона секционируется вертикальными перегородками [88, с 230]

Третья зона 4 представляет собой цилиндрическую полость, в которую катализатор попадает из второй зоны через отверстия.

В этой зоне осуществляется отпарка катализатора. Из третьей (отпарной) зоны регенерированный и пропаренный катализатор и ниде извести в водяном паре уходит по катализаторопроводу в реактор.

Четвертая зона 6 располагается под распределительной решеткой.

Пятая зона 7 регенератора расположена над псевдоожиженным слоем и служит для отделения катализаторной пыли от газов регенерации. В этой зоне размещаются циклоны 8.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА РЕГЕНЕРАТОРА

1. Определяют количество газов регенерации, образующихся при выжиге кокса с отработанного катализатора.

Расчет ведется по следующей схеме:

а) задаются объемным соотношением CO_2/CO в газах регенерации и, зная элементарный состав кокса, находят массовое и объемное количества продуктов окисления кокса,

б) принимая содержание избыточного кислорода в газах регенерации (в объеме %), находят массовое и объемное количества газов регенерации,

в) определяют теоретический и действительный расходы воздуха на выжигание 1 кг кокса и рассчитывают коэффициент избытка воздуха,

г) находят часовой расход воздуха на выжигание кокса,

д) рассчитывают часовое количество газов регенерации.

2. Определяют расход водяного пара на пропарку катализатора.

3. Составляют материальный баланс регенератора.

4. Составляют тепловой баланс регенератора, из которого определяют (по разности между приходом и расходом) избыточное тепло, подлежащее отводу из регенератора с помощью охлаждающих устройств.

5. Составляют материальные балансы трех основных зон регенератора: прямоточной продувки, противоточной продувки и отпарки. Полученные данные являются исходными величинами для определения основных размеров указанных зон. Расчет ведут в такой последовательности:

а) из уравнения теплового баланса первой зоны находят количество кокса, выжигаемого в ней,

б) по разности количеств всего выжигаемого кокса и кокса, выжигаемого в первой зоне, находят количество кокса, подлежащего выжигу во второй зоне,

в) находят количество воздуха, требующегося для выжига кокса в первой и второй зонах, и соответственно количества газов регенерации по зонам.

6. Определяют объем газов, проходящих основные зоны регенератора, и, принимая по промышленным данным величину скорости газов в свободных сечениях этих зон и в регенераторе, находят их площади поперечного сечения и диаметры.

7. Определяют высоту регенератора и его зон. Расчет проводят по следующей схеме:

а) по практическим данным принимают удельную скорость регенерации катализатора в первой зоне (прямоточная продувка); делением количества кокса, сжигаемого в этой зоне, на удельную скорость регенерации катализатора находят количество катализатора в первой зоне;

б) делением количества катализатора в первой зоне на плотность псевдоожиженного слоя находят объем псевдоожиженного слоя в этой зоне,

в) делением полученного объема на ранее найденную площадь поперечного сечения первой зоны находят ее высоту;

г) аналогично (пп а, б, в) находят высоту второй зоны;

д) по разности высот первой и второй зон находят высоту псевдоожиженного слоя над второй зоной, затем рассчитывают объем этого слоя и количество катализатора в нем;

е) принимают конструктивно высоту зоны под распределительной решеткой и высоту зоны сепарации, в которой размещаются циклоны;

ж) высоту регенератора определяют суммированием высот первой зоны, зоны под распределительной решеткой и зоны сепарации.

8 Определяют объем зоны отпарки и количество псевдоожиженного катализатора в ней

Высота взвешенного слоя катализатора в зоне отпарки может быть принята равной сумме высот первой зоны и зоны под распределительной решеткой. Тогда объем зоны отпарки будет равен произведению этой высоты на площадь поперечного сечения зоны, найденную ранее (п. 6). Количество катализатора в зоне отпарки найдется умножением его объема на плотность псевдоожиженного слоя.

9 Определяют среднее время пребывания катализатора в регенераторе

Для каждой зоны регенератора среднее время пребывания в ней катализатора находят как частное от деления количества катализатора в этой зоне на количество катализатора, циркулирующего в системе. Суммированием периодов пребывания катализатора во всех зонах находят среднее время пребывания его в регенераторе.

10 Определяют давление под воздухораспределительной решеткой и у основания зоны отпарки, а также температуру катализатора на входе в зону отпарки.

Давление под воздухораспределительной решеткой равно сумме давлений над псевдоожиженным слоем и столба псевдоожиженного катализатора в первой зоне.

Давление у основания зоны отпарки равно сумме давлений над псевдоожиженным слоем и столба псевдоожиженного катализатора в зоне отпарки. Температура катализатора на входе в зону отпарки должна быть выше температуры катализатора на выходе

из регенератора, так как в зоне отпарки происходит дополнительный перегрев водяного пара от его начальной температуры до температуры в регенераторе.

11. Рассчитывают площадь воздухораспределительной решетки и количество отверстий в ней, приходящееся на первую и вторую зоны. Предварительно принимают суммарную площадь отверстий в решетке в долях от площади решетки и диаметр отверстий.

Определяют скорость воздуха в отверстиях решетки и предельную скорость воздуха в отверстиях, при которой провал частиц катализатора через отверстия полностью прекращается. Первая скорость должна быть больше второй.

12. Рассчитывают гидравлическое сопротивление воздухораспределительной решетки по схеме расчета гидравлического сопротивления газораспределительных решеток реактора (см. предыдущий пример).

13. Определяют количество водяного пара, которое может быть получено за счет избыточного тепла второй зоны регенератора.

14. Определяют поверхность теплообмена охлаждающего эжектора.

15. Проводят поверочный расчет циклонов.

РАСЧЕТ

1. Характеристика полноты сгорания углерода. Количество газов регенерации

Элементарный состав кокса обычно известен по лабораторным данным. В табл. 3.16 приведен усредненный состав кокса.

Таблица 3.16

Элементы	Содержание, масс. %
Углерод	86,0
Водород	8,5
Сера	5,5

В зависимости от избытка воздуха, условия процесса сжигания кокса, качества и степени отработанности катализатора в газах регенерации будет различное соотношение CO_2/CO . Количество образовавшихся двуокиси и окиси углерода характеризует полноту сгорания углерода. При отсутствии данных о составе кокса рекомендуется задаваться объемным отношением CO_2/CO [54, с. 162].

Зная суммарное количество углерода в коксе (86 масс.%, см. табл. 3.16) и задавшись объемным соотношением (при нормальных условиях) $\text{CO}_2/\text{CO} = 1,85$, рассчитаем количество углерода

в 1 кг кокса, которое пошло на образование CO_2 и CO , и определим количества продуктов окисления.

Так как в 1 кг кокса содержится 0,86 кг углерода, то

$$C_{\text{CO}_2} + C_{\text{CO}} = 0,86$$

где C_{CO_2} и C_{CO} — количество углерода, пошедшего на образование CO_2 и CO соответственно.

Определим количество CO_2 , образующегося из C_{CO} кг углерода, имея в виду, что для сжигания 1 кмоль C необходим один киломоль O_2 (расчеты ведутся в кг на 1 кг кокса):

$$m_{\text{CO}_2} = C_{\text{CO}} + \frac{C_{\text{CO}_2}}{12} \cdot 1 \cdot 32 = 3,67 C_{\text{CO}} \text{ кг/кг}$$

Аналогично найдем количество CO :

$$m_{\text{CO}} = C_{\text{CO}} + \frac{C_{\text{CO}}}{12} \cdot \frac{1}{2} \cdot 32 = 2,34 C_{\text{CO}} \text{ кг/кг}$$

Объемные количества CO_2 и CO при нормальных условиях будут равны:

$$v_{\text{CO}_2} = \frac{3,67 C_{\text{CO}_2}}{44} \cdot 22,4 \approx 1,87 C_{\text{CO}_2} \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$v_{\text{CO}} = \frac{2,34 C_{\text{CO}}}{28} \cdot 22,4 \approx 1,87 C_{\text{CO}} \text{ м}^3/\text{кг}$$

Из принятого выше отношения объемов CO_2/CO следует:

$$\frac{v_{\text{CO}_2}}{v_{\text{CO}}} = \frac{1,87 C_{\text{CO}_2}}{1,87 C_{\text{CO}}} = \frac{C_{\text{CO}_2}}{C_{\text{CO}}} = 1,85$$

Решая совместно уравнения

$$C_{\text{CO}_2} + C_{\text{CO}} = 0,86$$

$$\frac{C_{\text{CO}_2}}{C_{\text{CO}}} = 1,85$$

получим:

$$C_{\text{CO}} = 0,558 \text{ кг/кг}; \quad C_{\text{CO}_2} = 0,302 \text{ кг/кг}$$

Тогда:

$$v_{\text{CO}_2} = 1,87 \cdot 0,558 = 1,042 \text{ м}^3/\text{кг}$$

$$v_{\text{CO}} = 1,87 \cdot 0,302 = 0,563 \text{ м}^3/\text{кг}$$

или

$$m_{\text{CO}_2} = 3,67 \cdot 0,558 = 2,048 \text{ кг/кг}$$

$$m_{\text{CO}} = 2,34 \cdot 0,302 = 0,707 \text{ кг/кг}$$

Количество водяных паров, образующихся при сгорании водорода кокса (на 1 кг кокса):

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \text{H}_2 + \frac{\text{H}_2}{2} \cdot \frac{1}{2} \cdot 32 = 0,085 + \frac{0,085}{2} \cdot \frac{1}{2} \cdot 32 = 0,705 \text{ кг/кг}$$

и

$$v_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{0,765}{18} \cdot 22,4 = 0,952 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Количество SO_2 , образующегося при сгорании серы:

$$m_{\text{SO}_2} = S + \frac{S}{32} \cdot 32 = 2S = 2 \cdot 0,055 = 0,110 \text{ кг/кг}$$

$$v_{\text{SO}_2} = \frac{0,110}{64} \cdot 22,4 = 0,038 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Суммарное количество продуктов сгорания кокса:

$$\begin{aligned} \sum m &= m_{\text{CO}_2} + m_{\text{CO}} + m_{\text{H}_2\text{O}} + m_{\text{SO}_2} = \\ &= 2,048 + 0,707 + 0,765 + 0,110 = 3,63 \text{ кг/кг} \end{aligned}$$

или

$$\begin{aligned} \sum v &= v_{\text{CO}_2} + v_{\text{CO}} + v_{\text{H}_2\text{O}} + v_{\text{SO}_2} = \\ &= 1,042 + 0,563 + 0,952 + 0,038 = 2,595 \text{ м}^3/\text{кг} \end{aligned}$$

В газах регенерации кроме продуктов сгорания содержатся азот и избыточный кислород. Принимаем количество избыточного кислорода в газах регенерации 1,3 объемн. %.

Объем газов регенерации (в м^3 на 1 кг кокса):

$$v_{\text{г.р.}} = \sum v + v_{\text{N}_2} + v'_{\text{O}_2} + v'_{\text{N}_2}$$

где v_{N_2} — объем азота, содержащегося в воздухе, израсходованном на окисление элементов кокса; v'_{O_2} — объем избыточного кислорода; v'_{N_2} — объем азота в избыточном воздухе.

Количество кислорода, пошедшего на сгорание кокса (в расчете на 1 кг кокса):

$$m_{\text{O}_2} = \sum m - 1 = 3,63 - 1 = 2,63 \text{ кг/кг}$$

или

$$v_{\text{O}_2} = \frac{m_{\text{O}_2}}{32} \cdot 22,4 = \frac{2,63}{32} \cdot 22,4 = 1,84 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Соответствующее количество азота воздуха:

$$m_{\text{N}_2} = \frac{m_{\text{O}_2} \cdot 0,77}{0,23} = \frac{2,63 \cdot 0,77}{0,23} = 8,804 \text{ кг/кг}$$

или

$$v_{\text{N}_2} = \frac{m_{\text{N}_2}}{28} \cdot 22,4 = \frac{8,804 \cdot 22,4}{28} = 7,043 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Количество азота в избыточном воздухе:

$$v'_{\text{N}_2} = \frac{v'_{\text{O}_2} \cdot 0,79}{0,21} = 3,762 v'_{\text{O}_2} \text{ м}^3/\text{кг}$$

Количество избыточного кислорода определится из уравнения:

$$v'_{\text{O}_2} = \frac{v'_{\text{O}_2}}{\sum v + v_{\text{N}_2} + v'_{\text{O}_2} + v'_{\text{N}_2}} = \frac{v'_{\text{O}_2}}{2,595 + 7,043 + v'_{\text{O}_2} + 3,762 v'_{\text{O}_2}} = 0,013$$

Из этого уравнения получим: $v'_{O_2} = 0,132 \text{ м}^3/\text{кг}$. Следовательно

$$m'_{O_2} = \frac{v'_{O_2}}{22,4} \cdot 32 = \frac{0,132 \cdot 32}{22,4} = 0,189 \text{ кг/кг}$$

Тогда

$$v'_{N_2} = 3,762 v'_{O_2} = 3,762 \cdot 0,132 = 0,496 \text{ м}^3/\text{кг}$$

или

$$m'_{N_2} = \frac{v'_{N_2}}{22,4} \cdot 28 = \frac{0,496 \cdot 28}{22,4} = 0,620 \text{ кг/кг}$$

Количество газов регенерации:

$$\begin{aligned} v_{г. п} &= \sum v + v_{N_2} + v'_{O_2} + v'_{N_2} = \\ &= 2,595 + 7,043 + 0,132 + 0,496 = 10,266 \text{ м}^3/\text{кг} \end{aligned}$$

или

$$\begin{aligned} m_{г. п} &= \sum m + m_{N_2} + m'_{O_2} + m'_{N_2} = \\ &= 3,630 + 8,804 + 0,189 + 0,620 = 13,243 \text{ кг/кг} \end{aligned}$$

Полученные данные сведены в табл. 3.17.

Таблица 3.17

Компоненты	Количество газов, получающихся при сгорании 1 кг кокса		Состав газов регенерации, масс. %	
	м ³ /кг	кг/кг	влажного	сухого
CO ₂	1,042	2,048	15,46	16,41
CO	0,563	0,707	5,39	5,66
SO ₂	0,038	0,110	0,83	0,83
N ₂	7,539	9,424	71,16	75,52
O ₂	0,132	0,189	1,43	1,53
Всего сухих газов	9,314	12,478	94,27	100,00
H ₂ O	0,952	0,765	5,76	—
Всего влажных газов . . .	10,266	13,243	~ 100,00	

Определим теоретический расход воздуха на выжиг 1 кг кокса:

$$L_0 = m_{O_2} + m_{N_2} = 2,63 + 8,804 \approx 11,43 \text{ кг/кг}$$

или

$$v_0 = v_{O_2} + v_{N_2} = 1,84 + 7,043 \approx 8,88 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Подсчитаем расход воздуха на регенерацию катализатора (на 1 кг кокса).

а. Суммарное количество кислорода в воздухе, израсходованном на регенерацию:

$$m_{O_2} + m'_{O_2} = 2,63 + 0,189 \approx 2,82 \text{ кг/кг}$$

или

$$v_{N_2} + v'_{O_2} = 1,84 + 0,132 = 1,97 \text{ м}^3/\text{кг}$$

б. Суммарное количество азота:

$$m_{N_2} + m'_{N_2} = 8,804 + 0,620 \approx 9,42 \text{ кг/кг}$$

или

$$v_{N_2} + v'_{N_2} = 7,043 + 0,496 \approx 7,54 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Определим действительный расход воздуха:

$$L_d = 2,82 + 9,42 = 12,24 \text{ кг/кг}$$

или

$$v_d = 1,97 + 7,54 = 9,51 \text{ м}^3/\text{кг}$$

Коэффициент избытка воздуха при регенерации катализатора:

$$\beta = \frac{L_d}{L_0} = \frac{12,24}{11,43} = 1,07$$

Количество кокса на регенерированном катализаторе:

$$\Delta g_0 = 0,002 \cdot 2578 = 5,16 \text{ т/ч}$$

Количество выжигаемого кокса:

$$\Delta g_b = \Delta g - \Delta g_0 = 20 - 5,16 = 14,84 \text{ т/ч}$$

Количество воздуха, необходимое для выжига кокса:

$$G_b = L_d \Delta g_b = 12,24 \cdot 14\,840 = 181\,600 \text{ кг/ч}$$

Количество влажных газов регенерации:

$$G_{b, r} = \Delta g_b + G_b = 14\,840 + 181\,600 = 196\,440 \text{ кг/ч}$$

2. Расход водяного пара на отпарку газов регенерации с катализатора

С целью вытеснения (десорбции) газов регенерации из пор катализатора и пневмовзвеси в регенератор подается перегретый водяной пар в количестве 5—10 кг на 1 т катализатора [54].

Если принять расход пара 5 кг/т, то количество водяного пара для отпарки газов регенерации со всего катализатора будет равно:

$$G_0 = 5 \cdot 2578 = 12\,890 \text{ кг/ч}$$

3. Материальный баланс регенератора

Материальный баланс аппарата сведен в табл 3 18

Таблица 3.18

Потоки	Обозначение	Количество кг/ч
Приход		
Катализатор	G_K	2 578 000
Кокс	Δg	20 000
Воздух	G_B	181 600
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе	G_{II}	4 130
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора	G_0	12 890
Сумма . .	—	2 796 620
Расход		
Катализатор	G_K	2 578 000
Остаточный кокс	Δg_0	5 160
Влажные газы регенерации	$G_{B \Gamma}$	196 440
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе	G_{II}	4 130
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора	G_0	12 890
Сумма . .	—	2 796 620

4. Тепловой баланс регенератора

Для составления тепловых балансов регенератора и его основных зон необходимо знать энтальпию каждого технологического потока при соответствующей температуре и количество тепла, выделяющегося при сгорании кокса

Энтальпия влажного газа зависит от температуры и давления, однако в пределах тех давлений, которые обычно применяются в регенераторах, можно применять данные по энтальпии компонентов влажного газа только в зависимости от температуры. Зная

Таблица 3.19

Компоненты	Со газ y_i масс. %	Энтальпия, кДж/кг	
		q_i^r	$q_i^r y_i$
CO ₂	15,4	623,8	96,37
CO	5,39	651,5	35,10
SO ₂	0,83	379,2	3,15
N ₂	71,16	646,0	459,20
O ₂	1,43	596,3	8,52
H ₂ O	5,76	1206,0	69,50
Сумма . .	100 00	—	671,84

состав влажного газа, определяем по правилу аддитивности его энтальпию. В табл. 3.19 приведены значения энтальпий для компонентов влажного газа при 873 К [21, с. 120], а также произведения энтальпии компонента на его массовую долю во влажном газе, например для CO_2

$$623,8 \cdot 0,1546 = 96,37 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпия влажного газа при 873 К по правилу аддитивности равна сумме этих произведений.

Энтальпия воздуха при 353 К [47, с. 547]:

$$q = 80,68 \text{ кДж/кг}$$

Энтальпию катализатора и кокса можно подсчитать по формуле

$$q_T^* = cT$$

где c — теплоемкость катализатора или кокса, кДж/(кг · К); T — температура катализатора или кокса, К.

Теплоемкость катализатора обычно принимают равной 1,13 кДж/(кг · К), а теплоемкость кокса 2,51 кДж/(кг · К).

Таблица 3.20

Потоки	Количество, кг/с	Температура, К	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Катализатор	2 578 000	755	546,00	391 000
Кокс	20 000	755	1212,00	6 730
Воздух	181 600	353	<u>80,68</u>	4 068
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе	4 130	755	3457,00	3 960
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора	12 890	783	3512,00	12 580
Теплота сгорания кокса .	<u>14 840</u>	—	32913,00	136 000
Сумма . . .	—	—	—	<u>554 338</u>
Расход				
Катализатор	2 578 000	873	680,20	487 500
Кокс	5 160	873	1508,00	2 160
Влажный газ	196 440	873	671,84	36 700
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе	4 130	873	3708,00	4 262
Водяной пар на отпарку газов регенерации с катализатора	12 890	873	3708,00	13 280
Потери тепла	Принимаются	—	—	2 328
Итого . . .	—	—	—	<u>546 230</u>
Избыточное тепло (по разности)	—	—	—	8 108
Сумма . . .	—	—	—	554 338

Энтальпию перегретого и насыщенного водяного пара можно определить по диаграмме $i-S$ для водяного пара или по таблицам ВТИ в зависимости от температуры и давления (см. Приложение 4).

Количество тепла, выделяющегося в результате сгорания кокса:

$$Q_p^H = 0,558Q_{CO_2} + 0,302Q_{CO} + 0,085Q_{H_2O} + 0,055Q_{SO_2}$$

где Q_p^H — низшая теплота сгорания кокса, кДж/кг; Q_{CO_2} , Q_{CO} , Q_{H_2O} и Q_{SO_2} — тепловые эффекты реакций окисления соответственно углерода, водорода и серы [21, с. 172]; значения коэффициентов перед Q см. п. 1 расчета.

Получим:

$$Q_p^H = 0,558 \cdot 34\,120 + 0,302 \cdot 10\,260 + 0,085 \cdot 121\,000 + 0,055 \cdot 9138 = 32\,913 \text{ кДж/кг}$$

В табл. 3.20 приведен тепловой баланс регенератора.

5. Материальные балансы основных зон регенератора

Материальный баланс основных зон регенератора составляется с целью определения их размеров.

Определим коксовую нагрузку зоны прямоточной продувки катализатора воздухом.

Количество выжигасмого в этой зоне кокса вычисляется на основе теплового баланса и приводится в табл. 3.21.

Таблица 3.21

Обозначение потоков	Количество, кг/ч	Температура, К	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_{K1}	2 578 000	755	546,00	391 000
Q_{Ag}	20 000	755	1212,00	6 730
Q_B	12,24 x	353	80,68	0,274 x
$Q_{п1}$	4 130	755	3457,00	3 960
Q_p	x —	—	32913,00	9,14 x
Итого Q_1	—	—	—	401 690 + 9,414 x
Расход				
Q_{K2}	2 578 000	873	680,20	487 500
Q_{K3}	20 000 — x	873	1508,00	8 375 — 0,419 x
$Q_{B, Г}$	13,243 x	873	671,84	2,472 x
$Q_{п2}$	4 130	873	3708,00	4 162
$Q_{п}$	Принимаются		—	2 000
Итого Q_2	—	—	—	502 137 + 2,053 x

Уравнение теплового баланса первой зоны регенератора в общем виде:

$$Q_{к1} + Q_{\Delta g} + Q_{в} + Q_{п1} + Q_p = Q_{к2} + Q_{о. к} + Q_{в. г} + Q_{п2} + Q_{п}$$

где вносится тепло (в кВт); $Q_{к1}$ — циркулирующим катализатором; $Q_{\Delta g}$ — коксом; $Q_{в}$ — воздухом; $Q_{п1}$ — водяным паром, адсорбированным на катализаторе; Q_p — тепло, выделяющееся при сгорании кокса; выносится тепло (в кВт): $Q_{к2}$ — катализатором; $Q_{о. к}$ — остаточным коксом; $Q_{в. г}$ — влажным газом; $Q_{п2}$ — водяным паром, адсорбированным на катализаторе; $Q_{п}$ — потери тепла в окружающую среду.

Из табл. 3.21 получим:

$$401\,690 + 9,414x = 502\,137 + 2,053x$$

где x — количество кокса, выжигаемого в первой зоне.

Решая это уравнение относительно x , получим $x = 13\,650$ кг/ч.

Количество кокса, подлежащего выжигу во второй зоне, определяется по разности:

$$14\,840 - 13\,650 = 1190 \text{ кг/ч}$$

В соответствии с табл. 3.21 определим количество воздуха, необходимое для выжига кокса в первой зоне:

$$L_d x = 12,24 \cdot 13\,650 = 167\,200 \text{ кг/ч}$$

Разность между общим потребным количеством воздуха (табл. 3.18) и количеством воздуха, расходуемым в первой зоне, равна количеству воздуха, расходуемому во второй зоне:

$$181\,600 - 167\,200 = 14\,400 \text{ кг/ч}$$

Найдем количество влажных газов регенерации по зонам.

В соответствии с табл. 3.21 количество влажных газов, образовавшихся при выжиге кокса в первой зоне, определим из уравнения

$$G'_{в. г} = m_{г. р} x = 13,243 \cdot 13\,650 = 180\,700 \text{ кг/ч}$$

и во второй зоне — по разности между общим количеством образовавшихся газов регенерации (табл. 3.18) и количеством их в первой зоне:

$$G''_{в. г} = 196\,440 - 180\,700 = 15\,740 \text{ кг/ч}$$

Определив по зонам количества выжигаемого кокса, воздуха и образующихся влажных газов, можно составить материальный баланс основных зон регенератора. При этом допускается, что водяной пар, циркулирующий с катализатором, не перераспределяется между потоками катализатора и газами регенерации. В табл. 3.22 приведен материальный баланс основных зон регенератора.

Таблица 3.22

Потоки	Зона прямоточной продувки		Зона противоточной продувки		Зона отпарки (десорбции)	
	приход, кг/ч	расход, кг/ч	приход, кг/ч	расход, кг/ч	приход, кг/ч	расход, кг/ч
Катализатор	2 578 000	2 578 000	2 578 000	2 578 000	2 578 000	2 578 000
Кокс	20 000	6 350	6 350	5 160	5 160	5 160
Воздух	167 200	—	14 400	—	—	—
Водяной пар, адсорбированный на катализаторе	4 130	4 130	4 130	4 130	4 130	4 130
Влажные газы регенерации	—	180,700	—	15,740	—	—
Водяной пар на отпарку катализатора	—	—	—	—	12 890	12 890
Сумма	2 769 330	2 769 180	2 602 880	2 603 030	2 600 180	2 600 180

Примечание. Незначительные расхождения в балансах объясняются округлением чисел в предыдущих расчетах

6. Диаметр регенератора и его основных зон

Площадь поперечного сечения регенератора и его основных зон определяется по формуле.

$$S = \frac{v}{3600w}$$

где v — часовой объем газов и паров, проходящих через данное сечение регенератора (над псевдоожиженным слоем), $\text{м}^3/\text{ч}$, w — допустимая скорость газов в свободном сечении, $\text{м}/\text{с}$.

Объем газов и паров определяется по формуле:

$$v = \frac{22,4 \sum \frac{G_i}{M_i} T_p \cdot 0,1 \cdot 10^6}{273\pi}$$

где $\sum \frac{G_i}{M_i}$ — количество газовой смеси, $\text{кмоль}/\text{ч}$; $T_p = 873 \text{ К}$ — температура в регенераторе, $\pi = 0,23 \cdot 10^6 \text{ Па}$ — абсолютное давление над псевдоожиженным слоем катализатора

Предварительно найдем среднюю молекулярную массу влажного газа (табл. 3.17)

$$M_{в.г} = 22,4 \frac{13,243}{10,266} = 29$$

Тогда для регенератора

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_{в.г}}{M_{в.г}} + \frac{G_g}{M_o} = \frac{196\,440}{29} + \frac{12\,890}{18} = 7491 \text{ кмоль}/\text{ч}$$

для первой зоны

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G'_{в.г}}{M_{в.г}} = \frac{180\,700}{29} = 6225 \text{ кмоль/ч}$$

для второй зоны

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G''_{в.г}}{M_{в.г}} = \frac{15\,740}{29} = 543 \text{ кмоль/ч}$$

для зоны отпарки (десорбера)

$$\sum \frac{G_i}{M_i} = \frac{G_0}{M_0} = \frac{12\,890}{18} = 716 \text{ кмоль/ч}$$

Часовые объемы газов в сечениях регенератора и его основных зон, рассчитанные по приведенной выше формуле, даны в табл. 3.23.

Таблица 3.23

Сечения	v , м ³ /ч	w , м/с	S , м ²
Регенератора . .	234 000	0,55	119,0
Первой зоны . .	194 500	0,56	97,0
Второй зоны . . .	16 940	0,43	11,0
Зоны отпарки . .	22 360	0,80	7,8

Скорость газов в свободном сечении регенератора может достигать 0,8 м/с [54, с. 161]. Принятые в расчете значения скорости газов в различных сечениях регенератора и результаты подсчета поперечных сечений также приведены в табл. 3.23

В первую очередь определим диаметр зоны отпарки (десорбции):

$$D_d = \sqrt{\frac{4S_d}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 7,8}{3,14}} = 3,1 \text{ м}$$

При определении диаметра внутренней цилиндрической перегородки или диаметра второй зоны следует учитывать, что в этой зоне расположен охлаждающий змеевик (по периферии зоны) с трубками диаметром $d_n = 0,06$ м. Подсчитанные выше поперечные сечения остаются прежними. Тогда диаметр второй зоны (рис. 3.11) определим по формуле:

$$D_2 = \sqrt{\frac{4S_2 + \pi D_n^2}{\pi}} + 2d_n = \sqrt{\frac{1 \cdot 11 + 3,14 \cdot 3,1^2}{3,14}} + 2 \cdot 0,06 = 5,02 \text{ м}$$

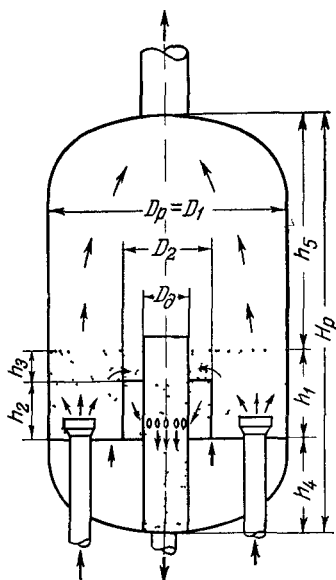


Рис 3.11. Схема к определению размеров регенератора.

Диаметр регенератора равен диаметру первой зоны и определяется с учетом толщины цилиндрической перегородки $\delta = 0,02$ м по формуле:

$$D_p = D_1 = \sqrt{\frac{4S_1 + \pi D_2^2}{\pi}} + 2\delta = \\ = \sqrt{\frac{4 \cdot 97 + 3,14 \cdot 5,02^2}{3,14}} + 2 \cdot 0,02 = 12,3 \text{ м}$$

7. Высота регенератора и его зон

Высота первой зоны (см. рис. 3.11) равна высоте псевдоожиженного слоя катализатора:

$$h_1 = \frac{V_1}{S_1}$$

где V_1 — объем псевдоожиженного слоя, м^3 ; S_1 — поперечное сечение первой зоны, м^2 (см. табл. 3.23).

Объем псевдоожиженного слоя рассчитаем по формуле:

$$V_1 = \frac{G_1}{\rho_{п.с}}$$

где G_1 — количество катализатора в первой зоне, кг; $\rho_{п.с}$ — плотность псевдоожиженного слоя, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Величина G_1 равна:

$$G_1 = \frac{x}{k_p}$$

где x — количество кокса, сжигаемого в данной зоне, $\text{кг}/\text{ч}$; k_p — удельная скорость регенерации 1 т катализатора, $\text{кг}/(\text{т} \cdot \text{ч})$.

Удельная скорость регенерации катализатора, по промышленным данным, равна 50—115 $\text{кг}/(\text{т} \cdot \text{ч})$ [82, с. 114]. Меньшие значения этой скорости относятся к зонам прямоточной продувки катализатора воздухом, большие — к зонам противоточной продувки.

Примем удельную скорость регенерации катализатора равной 56 $\text{кг}/(\text{т} \cdot \text{ч})$. Тогда

$$G_1 = \frac{13\,650}{56} = 243 \text{ т}$$

$$V_1 = \frac{243\,000}{500} = 486 \text{ м}^3$$

$$h_1 = \frac{486}{97} = 5 \text{ м}$$

Чтобы регенерация катализатора протекала наиболее эффективно, высота псевдоожиженного слоя должна быть не менее 3 м [54, с. 156].

Высота второй зоны равна высоте цилиндрической перегородки (рис. 3.11) и определяется аналогично высоте первой зоны:

$$G_2 = \frac{1190}{56} = 21,2 \text{ т}$$

$$V_2 = \frac{21\,200}{500} = 42,4 \text{ м}^3$$

$$h_2 = \frac{42,4}{11} = 3,9 \text{ м}$$

Высота псевдоожиженного слоя катализатора над второй зоной:

$$h_3 = h_1 - h_2 = 5 - 3,9 = 1,1 \text{ м}$$

Объем этого слоя:

$$V_c = h_3 S_2 = 1,1 \cdot 11 = 12,1 \text{ м}^3$$

Количество псевдоожиженного катализатора в этом слое:

$$G_c = V_c \rho_{п.с} = 12,1 \cdot 500 = 6050 \text{ кг}$$

Высота h_4 под распределительной решеткой (см. рис. 3.11) принимается равной 5 м.

Высота зоны сепарации h_5 с учетом расположения в ней циклонов принимается равной 8 м.

Высота регенератора:

$$H_p = h_1 + h_4 + h_5 = 5 + 5 + 8 = 18 \text{ м}$$

8. Объем зоны отпарки катализатора (десорбера)

Примем число секций N_c в противоточной зоне регенератора равным 18. В каждой секции имеется два отверстия диаметром $d_0 = 0,3 \text{ м}$ (рис. 3.11) для перетекания катализатора из этой зоны в зону отпарки.

Скорость перетекания псевдоожиженного катализатора из зоны противоточной продувки в зону отпарки определяется по формуле:

$$w = \frac{G_k}{1800 \rho_{п.с} N_c \pi d_0^2} = \frac{2\,578\,000}{1800 \cdot 500 \cdot 18 \cdot 3,14 \cdot 0,3^2} = 0,56 \text{ м/с}$$

Примем высоту взвешенного слоя катализатора в зоне отпарки равной сумме $h_1 + h_4$ (см. рис. 3.11). Объем зоны отпарки будет равен:

$$V_d = S_d (h_1 + h_4) = 7,8 (5 + 5) = 78 \text{ м}^3$$

Количество псевдоожиженного катализатора в зоне отпарки:

$$G_d = V_d \rho_{п.с} = 78 \cdot 500 = 39\,000 \text{ кг}$$

9. Время пребывания катализатора в регенераторе

Среднее время пребывания катализатора в регенераторе равно:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 + \tau_4$$

где $\tau_1, \tau_2, \tau_3, \tau_4$ — время пребывания катализатора соответственно в первой зоне, над второй зоной в распределительном слое, во второй зоне и в зоне отпарки, мин.

Имеем:

$$\tau_1 = \frac{60G_1}{G_K} = \frac{60 \cdot 243\,000}{2\,578\,000} = 5,65 \text{ мин}$$

$$\tau_2 = \frac{60G_c}{G_K} = \frac{60 \cdot 6050}{2\,578\,000} = 0,14 \text{ мин}$$

$$\tau_3 = \frac{60G_2}{G_K} = \frac{60 \cdot 21\,200}{2\,578\,000} = 0,5 \text{ мин}$$

$$\tau_4 = \frac{60G_4}{G_K} = \frac{60 \cdot 39\,000}{2\,578\,000} = 0,91 \text{ мин}$$

Тогда

$$\tau = 5,65 + 0,14 + 0,5 + 0,91 = 7,2 \text{ мин}$$

Время пребывания катализатора в регенераторе обычно составляет 5—12 мин [54, с. 157].

10. Давление под распределительной решеткой и у основания зоны отпарки (десорбера). Температура катализатора на входе в зону отпарки (десорбер)

Давление под воздухораспределительной решеткой:

$$p_p = p + h_{ip} \cdot g = 0,23 \cdot 10^6 + 5 \cdot 500 \cdot 9,81 = 0,26 \cdot 10^6 \text{ Па.}$$

Давление у основания зоны отпарки:

$$p_d = p + (h_1 + h_4) \rho_n \cdot g = 0,23 \cdot 10^6 + (5 + 5) \cdot 500 \cdot 9,81 = 0,28 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Температура катализатора на входе в зону отпарки $T_{вх}$ должна быть выше температуры T_p выхода из регенератора:

$$T_{вх} = T_p + \Delta T$$

где ΔT — снижение температуры катализатора в зоне отпарки, К

При этом водяной пар перегревается от $T = 783 \text{ К}$ до $T_p = 873 \text{ К}$.

Снижение температуры катализатора подсчитываем по формуле:

$$\Delta T = \frac{G_0 (i_{873} - i_{783})}{G_K c_K + \lambda g_{0c}}$$

где G_0 — количество водяного пара, расходуемого на отпарку катализатора, кг/ч, i_{873} и i_{783} — энтальпии перегретого водяного пара

при температурах 873 К и $\pi_p = 0,25 \cdot 10^6$ Па и 783 К и $\pi = 0,44 \cdot 10^6$ Па, кДж/кг; G_K — количество катализатора, кг/ч; Λg_0 — количество остаточного кокса на катализаторе, кг/ч; c_K и c_0 — теплоемкости соответственно катализатора и кокса, кДж/(кг·К).

Тогда

$$\Delta T = \frac{12\,890(3708 - 3512)}{2\,578\,000 \cdot 1,13 + 5160 \cdot 2,51} = 0,9 \text{ К}$$

и

$$T_{BK} = 873 + 0,9 = 873,9 \text{ К}$$

11. Воздухораспределительная решетка

Площадь отверстий воздухораспределительных решеток обычно составляет 0,3—1,5% от площади самих решеток. Примем, что площадь отверстий в решетке равна 0,5% от площади решетки:

$$S_o = 0,005 S_B$$

Здесь S_B — площадь воздухораспределительной решетки регенератора, м²

$$S_B = S_1 + S_2 - S_n$$

где S_n — площадь, занимаемая двумя стволами, подводящими катализатор (рис. 3.12), м².

Получим:

$$S_n = 2 \frac{3,14 \cdot 0,75^2}{4} = 0,9 \text{ м}^2$$

$$S_B = 97 + 11 - 0,9 = 107,1 \text{ м}^2$$

Тогда

$$S_o = 0,005 \cdot 107,1 = 0,536 \text{ м}^2$$

Примем диаметр отверстий в решетке $D_o = 0,025$ [113, с. 25]. Число отверстий в решетке, приходящееся соответственно на первую и вторую зоны:

$$N_1 = \frac{4(S_1 - S_n) S_o}{\pi S_B D_o^2} = \frac{4(97 - 0,9) \cdot 0,536}{3,14 \cdot 107,1 \cdot 0,025^2} = 980$$

$$N_2 = \frac{4S_2 S_o}{\pi S_B D_o^2} = \frac{4 \cdot 11 \cdot 0,536}{3,14 \cdot 107,1 \cdot 0,025^2} = 112$$

Скорость воздуха в отверстиях решетки равна:

$$w_{o.p} = \frac{v_{сек}}{S_o}$$

где $v_{сек}$ — секундный объем воздуха, м³/с.

$$v_{сек} = \frac{22,4 G_B T_B \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 M_B \cdot 273 \pi_p}$$

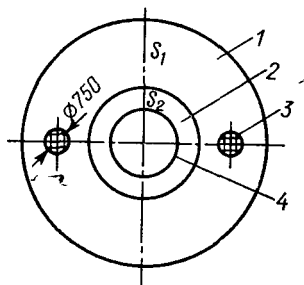


Рис. 3.12. Воздухораспределительная решетка (в плане):

1 — решетка первой зоны;
2 — решетка второй зоны;
3 — два подвода катализатора;
4 — зона отпарки (десорбер).

где $G_{\text{в}}$ — количество воздуха, кг/ч; $T_{\text{в}}$ — температура воздуха, К; $M_{\text{в}}$ — молекулярная масса воздуха [58, с. 6].

Имеем:

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 181 \, 600 \cdot 353 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 \cdot 28,96 \cdot 273 \cdot 0,25 \cdot 10^6} = 20 \, \text{м}^3/\text{с}$$

$$\omega_{\text{о. п}} = \frac{20}{0,536} = 37,4 \, \text{м/с}$$

Предельная скорость газа в отверстиях решетки, при которой частицы катализатора перестают проваливаться через отверстия [114, с. 2231]:

$$\omega_{\text{пр}} = 100\varphi \sqrt{\frac{d_m(\rho_{\text{к}} - \rho_{\text{в}})g}{\rho_{\text{в}}}}$$

где φ — относительная площадь отверстий решетки, равная отношению площади отверстий к площади сечения регенератора; d_m — максимальный размер частиц катализатора, м; $\rho_{\text{к}}$ — плотность материала катализатора, кг/м³ (принимается равной 2400) [82, с. 40]; $\rho_{\text{в}}$ — плотность воздуха при $T_{\text{в}} = 353 \, \text{К}$ и $\pi_{\text{р}} = 0,25 \cdot 10^6 \, \text{Па}$.

Величина φ равна:

$$\varphi = \frac{S_{\text{о}}}{S_{\text{р}}} = \frac{0,536}{119} = 0,0045$$

Тогда

$$\rho_{\text{в}} = \frac{M_{\text{в}}\pi_{\text{р}} \cdot 273}{22,4T_{\text{в}} \cdot 0,1 \cdot 10^6} = \frac{28,96 \cdot 0,25 \cdot 10^6 \cdot 273}{22,4 \cdot 353 \cdot 0,1 \cdot 10^6} = 2,5 \, \text{кг/м}^3$$

$$\omega_{\text{пр}} = 100 \cdot 0,0045 \sqrt{\frac{0,00015(2400 - 2,5) \cdot 9,81}{2,5}} = 0,54 \, \text{м/с}$$

Частицы катализатора не будут проваливаться в отверстия решетки, так как $\omega_{\text{о. п}} \gg \omega_{\text{пр}}$ ($37,4 \gg 0,54$).

12. Количество получаемого водяного пара

Для отвода избыточного тепла во второй зоне устанавливают охлаждающий змеевик, в который подается вода с температурой $T'_2 = 373 \, \text{К}$. Из змеевика выходит насыщенный водяной пар с параметрами $\pi = 3,92 \cdot 10^6 \, \text{Па}$, $T'_2 = 522 \, \text{К}$.

Количество образующегося водяного пара:

$$G_{\text{в. п}} = \frac{3600Q_{\text{о}}}{i_{522} - i_{373}}$$

где $Q_{\text{о}}$ — количество тепла, отводимого из второй зоны, кВт; i_{522} и i_{373} — энтальпия соответственно водяного пара и воды при 522 и 373 К, кДж/кг.

Количество тепла, отводимого из второй зоны, определим из теплового баланса регенератора (табл. 3.20):

$$Q_{\text{о}} = 554 \, 338 - 546 \, 230 = 8108 \, \text{кВт}$$

Тогда

$$G_{\text{в. п}} = \frac{3600 \cdot 8108}{2805 - 418,7} = 12 \, 230 \, \text{кг/ч}$$

13. Поверхность охлаждающего змеевика

Расчет поверхности нагрева охлаждающего змеевика здесь не приводится; как и для всякого теплообменника его поверхность рассчитывается в следующем порядке:

1) находят коэффициент теплоотдачи от псевдооживленного слоя катализатора к наружной поверхности змеевика; этот расчет рекомендуется проводить по формулам, имеющимся в литературе [115, 116];

2) определяют коэффициент теплоотдачи от внутренней поверхности труб змеевика к кипящей воде [117, с. 148];

3) вычисляют коэффициент теплопередачи от псевдооживленного слоя катализатора к кипящей воде;

4) определяют поверхность охлаждения змеевика.

14. Циклоны регенератора

Рекомендации по выбору и расчету циклонов приведены на стр. 230, 231.

Далее определяют диаметры всех штуцеров и по соответствующим нормам выбирают их размеры.

РЕАКТОРНЫЙ БЛОК УСТАНОВКИ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА НАД АЛЮМОПЛАТИНОВЫМ КАТАЛИЗАТОРОМ

Рассчитать реакционный блок установки каталитического риформинга бензина (состав которого приведен в табл. 3.24) над неподвижным слоем алюмоплатинового катализатора. Технологическая схема реакторного блока описана в литературе [103, с. 240; 118].

Производительность реакционного блока по сырью 3600 т/сут.

Таблица 3.24

Относительная плотность ρ_{293}^{277}	Фракционный состав					Углеводородный состав, масс. %		
	н. к.	10%	50%	90%	к. к.	ароматические	нафтовые	парафиновые
0,7288	329	348	385	428	453	12	38	50

Исходными данными для расчета являются производительность реактора по сырью, углеводородный состав сырья, температура реакции, давление в начале процесса (на входе в реактор). Кроме того, на основе промышленных или лабораторных данных должны быть приняты: объемная скорость подачи сырья, количество циркулирующего водородсодержащего газа, число последовательных реакторов, количество катализатора и его распределение между реакторами.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА РЕАКТОРНОГО БЛОКА

1. Принятие необходимых исходных величин и некоторые предварительные определения.

а. На основе промышленных и проектных данных принимаются: давление в начале процесса (первый реактор блока); температура, с которой сырье и циркулирующий газ подаются в первый реактор; объемная скорость подачи сырья; кратность циркуляции водородсодержащего газа и его состав, количество последовательно соединенных реакторов;

б. Рассчитывается мольный состав питания реактора и количества каждого компонента в циркулирующем газе.

в. Рассчитывается необходимое количество алюмоплатинового катализатора с предварительным распределением его по реакторам.

2. Расчет первого реактора.

а. Материальный баланс реактора рассчитывают по следующей схеме:

- определяют константу скорости реакции ароматизации;
- определяют константу химического равновесия реакции ароматизации;
- вычисляют уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции ароматизации;
- определяют константу скорости реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые;
- определяют константу химического равновесия реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые.
- вычисляют увеличение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции превращения парафиновых углеводородов в нафтеновые;
- определяют константу скорости реакции гидрокрекинга нафтеновых углеводородов;
- вычисляют уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга;
- вычисляют уменьшение количества парафиновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга;
- рассчитывают материальный баланс реакций в реакторе;
- определяют состав газа, покидающего реактор;
- составляют материальный баланс реактора и определяют выходы продуктов риформинга.

б. Составляют тепловой баланс реактора с целью определения температуры выходящего из него потока.

в. Принимают тип реактора (радиальный или аксиальный) и определяют его диаметр и высоту.

3. Расчет второго реактора.

а. Выбирают температуру в начале процесса, имея в виду во втором реакторе практически полное превращение нафтеновых

углеводородов. Давление в этом реакторе должно быть несколько ниже, чем в первом.

б. Материальный баланс второго реактора рассчитывается в том же порядке, как это было сделано для первого реактора (п. 2а).

в. Расчет теплового баланса второго реактора аналогичен расчету для первого реактора (п. 2б).

г. Определяются диаметр и высота реактора.

4. Расчет третьего реактора.

а. Температуру в начале процесса принимают равной температуре потока, выходящего из второго реактора.

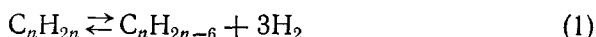
б. Остальные расчеты ведутся также, как для первого и второго реакторов.

РАСЧЕТ

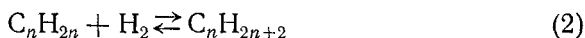
1. Необходимые исходные данные и определения

Над платиновым катализатором при риформинге протекают следующие реакции [119—122]:

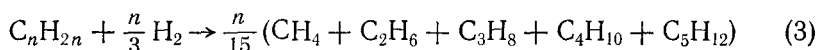
превращение нафтеновых углеводородов в ароматические:



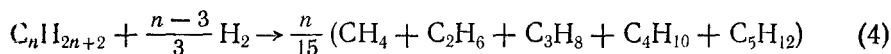
превращение нафтеновых углеводородов в парафиновые:



гидрокрекинг нафтеновых углеводородов:



гидрокрекинг парафиновых углеводородов:



где n — углеродное число (число углеродных атомов в молекуле углеводорода).

Для указанных реакций можно записать четыре дифференциальных уравнения, описывающих уменьшение количества углеводородов в результате химических превращений:

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = k_1 p_H - \frac{k_1}{k_{p1}} p_A p_H^3 \quad (5)$$

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = k_2 p_H p_{H_2} - \frac{k_1}{k_{p2}} p_H \quad (6)$$

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = k_3 \frac{p_H}{\pi} \quad (7)$$

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = k_4 \frac{p_H}{\pi} \quad (8)$$

где N_n , N_p — доля нафтеновых и парафиновых углеводородов в питании, подвергнутых химическому превращению, кмоль/кмоль; v_R — величина, обратная объемной скорости питания, кг катализатора/(кмоль/ч) сырья; k_1 — константа скорости реакции, определяемая из графика [120] (рис. 3.13), кмоль/(ч·Па·кг катализа-

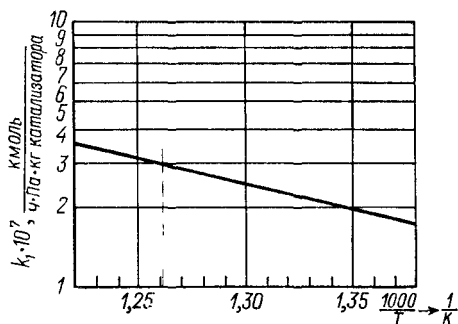


Рис. 3.13. График для определения константы k_1 .

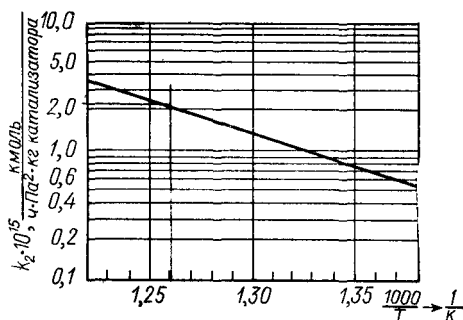


Рис. 3.14. График для определения константы k_2 .

тора); p_n , p_a , p_n , p_{H_2} — парциальные давления нафтеновых, ароматических, парафиновых углеводородов и водорода, Па; k_{p1} — константа химического равновесия, Па³; k_2 — константа скорости реакции, определяемая из графика [120] (рис. 3.14), кмоль/(ч·Па²·кг катализатора); k_{p2} — константа химического равновесия, Па⁻¹; k_3 , k_4 — константы скорости реакции, определяемые из графика [120] (рис. 3.15), кмоль/(ч·кг катализатора).

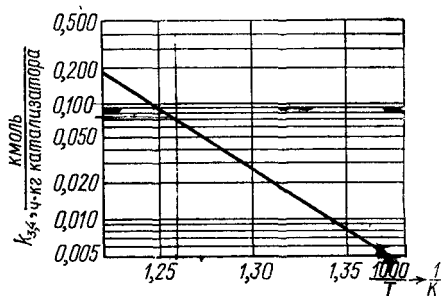


Рис. 3.15. График для определения константы k_3 и k_4 .

Константы химического равновесия рассчитываются по уравнениям [120]:

$$k_{p1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} e^{\frac{46,15 - 25\,600}{T}} \quad (9)$$

$$k_{p2} = 98,1^{-1} \cdot 10^{-3} e^{\frac{4\,450}{T} - 7,12} \quad (10)$$

где T — температура в реакторе, К.

Уточненная запись дифференциальных уравнений кинетики риформинга, используемых при машинных расчетах процесса,

дается в работе [123, с. 14—20].

Уравнения (5—8) не учитывают состояния катализатора. Однако ввиду отсутствия в литературе сведений о зависимости степени химических превращений при риформинге от состояния катализатора [123, с. 15—16], из-за малого (всего 0,5—0,7%) содержания платины в катализаторе и возможности компенсации снижения активности катализатора некоторым повышением темпера-

туры процесса, указанные уравнения обеспечивают достаточную точность при проектировании.

Для уменьшения коксовых отложений риформинг осуществляют при избытке водорода. С этой целью в блоке циркулирует водородсодержащий газ.

Основные реакции риформинга (1) и (3), (4) сопровождаются значительным увеличением объема, поэтому процесс протекает под повышенным давлением в интервале $(2 \div 4) \cdot 10^6$ Па [124, с. 134].

Примем давление в начале процесса (в первом реакторе блока) $p_n = 3,43 \cdot 10^6$ Па (35 ат).

Риформинг бензиновых фракций проводят в интервале температур 740—810 К [103, с. 221]. По мере отработки катализатора температуру повышают до 800—810 К. Примем в расчете температуру подачи сырья и циркулирующего газа в первый реактор $T_{вх1} = 803$ К.

В промышленных реакторах объемная скорость подачи сырья равна 1—3 ч⁻¹ [118, с. 98; 124, с. 128; 125—128]. В расчете используем числовое значение объемной скорости подачи сырья $v_o = 1,5$ ч⁻¹. Циркуляцию водородсодержащего газа поддерживают в интервале 900—1850 м³ (при нормальных условиях) на 1 м³ сырья [128, 129]. Примем кратность циркуляции газа по данным производства равной $n_r = 1500$ м³/м³ [118, с. 14]. Содержание водорода в водородсодержащем газе достигает 85—93 объемн.% [130]. Примерный состав циркулирующего газа приведен в табл. 3.25 [124, с. 59].

Таблица 3.25

Компоненты	H ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
Содержание, объемн. %	86	4	5	3	1	1

В уравнениях (5—8) уменьшение количества углеводородов в питании в результате химических превращений выражено в мольных долях, а состав питания задан в массовых долях. Для пересчета состава питания воспользуемся формулой:

$$M_c y_i = M_i y'_i$$

где M_c — средняя молекулярная масса сырья; M_i — средняя молекулярная масса i -го компонента (фракции) сырья; y_i — содержание i -го компонента в питании в массовых долях; y'_i — то же в мольных долях.

Среднюю молекулярную массу сырья рассчитаем по формуле [131]:

$$M_c = 0,4T_{50} - 45$$

где T_{50} — температура выкипания 50% бензина, К.

При температуре $T_{50} = 385$ К (табл. 3.24) средняя молекулярная масса сырья равна:

$$M_c = 0,4 \cdot 385 - 45 = 109$$

Средние молекулярные массы ароматических, нафтяных и парафиновых углеводородов питания можно рассчитать, исходя из условия, что число атомов n углерода в них будет одно и то же. Формулы для расчета молекулярных масс углеводородов питания даны в табл. 3.26.

Таблица 3.26

Углеводороды (компоненты)	Формула углеводорода	Формула для расчета молекулярной массы по углеродному числу
Ароматические . . .	$C_n H_{2n-6}$	$M_a = 12n + 1(2n - 6) = 14n - 6$
Нафтяные	$C_n H_{2n}$	$M_n = 12n + 1 \cdot 2n = 14n$
Парафиновые . . .	$C_n H_{2n+2}$	$M_n = 12n + 1(2n + 2) = 14n + 2$

Для того чтобы рассчитать углеродное число n используем формулу:

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_a}{M_a} + \frac{y_n}{M_n} + \frac{y_n}{M_n}}$$

где y_a , y_n , y_n — содержание ароматических, нафтяных и парафиновых углеводородов в питании (табл. 3.24), масс. доли; M_a , M_n , M_n — средние молекулярные массы углеводородов (табл. 3.26).

Формулу для подсчета величины M_c запишем так:

$$M_c = \frac{1}{\frac{y_a}{14n - 6} + \frac{y_n}{14n} + \frac{y_n}{14n + 2}}$$

После преобразований получим кубическое уравнение:

$$n^3 - \frac{1}{14}(M_c + 4)n^2 + \frac{1}{98}\{6 + (y_a - 2y_n - 3y_n)M_c\}n + \frac{3}{686}y_n M_c = 0$$

Графическое решение этого уравнения дает величину $n = 7,7$ [132, с. 116].

Если состав сырья задан в мольных долях, то для расчета углеродного числа можно воспользоваться формулой [119]:

$$n = \frac{1}{14}(M_c - 2y'_n + 6y'_a)$$

в которой y'_n и y'_a — содержание парафиновых и ароматических углеводородов в сырье, мол. доли.

Числовые значения молекулярных масс углеводородов:

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 7,7 - 6 = 101,8$$

$$M_n = 14n = 14 \cdot 7,7 = 107,8$$

$$M_n = 14n + 2 = 14 \cdot 7,7 + 2 = 109,8$$

Пересчет состава сырья сделан в табл. 3.27.

Таблица 3.27

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Содержание в сырье	
		y_i , масс. доли	$y'_i = y_i \frac{M_c}{M_i}$, мо л доли
C_nH_{2n-6}	101,8	0,12	0,127
C_nH_{2n}	107,8	0,38	0,382
C_nH_{2n+2}	109,8	0,50	0,491
Сумма	—	1,00	1,000

Парциальные давления компонентов в сырье ввиду не очень высокого давления и значительного разбавления водородом рассчитаем по формуле:

$$p_i = \pi y'_i$$

где π — общее давление в аппарате, Па; y'_i — содержание i -го компонента в смеси газов, мол. доли.

Количество сырья (в кмоль) равно:

$$n_{cl} = \frac{G_c}{M_c}$$

где G_c — количество сырья, кг/ч.

Рассчитаем величину G_c :

$$G_c = \frac{3\,600 \cdot 1000}{24} = 150\,000 \text{ кг/ч}$$

Подставив числовое значение величины G_c в предыдущую формулу, получим:

$$n_{cl} = \frac{150\,000}{108,8} = 1\,377 \text{ кмоль/ч}$$

Расчетные данные по количеству и составу сырья приведены в табл. 3.28.

Таблица 3.28

Компоненты	Мольная доля	Количество $n_{cli} = n_{cl} y'_{li}$, кмоль/ч
C_nH_{2n-6}	0,127	174,8
C_nH_{2n}	0,382	526,0
C_nH_{2n+2}	0,491	676,2
Сумма	1,000	1377,0

Количество водородсодержащего газа:

$$G_r = \frac{G_c}{\rho_c} n_i$$

где n_i — кратность циркуляции газа, м³/м³; ρ_c — плотность сырья в жидком виде (при нормальных условиях), кг/м³.

Плотность сырья равна:

$$\rho_c = \rho_{277}^{293} \cdot 1000 = 0,7288 \cdot 1000 = 728,8 \text{ кг/м}^3$$

Подставив в формулу числовые значения величин, найдем:

$$G_r = \frac{150\,000}{728,8} \cdot 1500 = 308\,700 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Количество циркулирующего газа в кмоль/ч равно:

$$n'_r = \frac{G_r}{22,4} = \frac{308\,700}{22,4} = 13\,770 \text{ кмоль/ч}$$

Данные по определению состава циркулирующего газа приведены в табл. 3.29.

Таблица 3.29

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Содержание y'_{ri} (табл. 3.25), мол доли	$M_i y'_{ri}$	Количество $n'_{ri} = n'_r y'_{ri}$, кмоль/ч
H ₂	2	0,86	1,72	11840,0
CH ₄	16	0,04	0,64	551,0
C ₂ H ₆	30	0,05	1,50	688,0
C ₃ H ₈	44	0,03	1,32	416,6
C ₄ H ₁₀	58	0,01	0,58	137,7
C ₅ H ₁₂	72	0,01	0,72	137,7
Сумма	—	1,00	$M_r = 6,48 \approx 6,5$	13770,0

Общее количество парафиновых углеводородов в циркулирующем газе (табл. 3.29) равно:

$$13\,770 - 11\,840 = 1\,930 \text{ кмоль/ч}$$

Данные расчета по определению состава смеси сырья и водорода и парциальных давлений ее компонентов приведены в табл. 3.30.

Количество катализатора, необходимое для проведения реакции:

$$v_k = \frac{G_c}{\rho_c v_o} = \frac{150\,000}{728,8 \cdot 1,5} = 137,2 \text{ м}^3$$

Насыпная масса алюмоплатинового катализатора равна $\rho_k = 550\text{—}650 \text{ кг/м}^3$ [124, с. 164]. Приняв насыпную массу катализатора $\rho_k = 600 \text{ кг/м}^3$, найдем количество катализатора:

$$G_k = v_k \rho_k = 137,2 \cdot 600 = 82\,320 \text{ кг}$$

Таблица 3.30

Компоненты	Количество n_{3i} , кмоль/ч	Содержание $y'_{3i} = \frac{n_{3i}}{\sum n_{3i}}$, мол. доли	Парциальное давление $p_i = p_1 y'_{3i} = 3,43 \cdot 10^6 y'_{3i}$, Па
$C_{10}H_{22}$	174,8	0,0114	$39,1 \cdot 10^3$
$C_{11}H_{24}$	526,0	0,0347	$119 \cdot 10^3$
$C_{12}H_{26}$	676,2	0,0446	$153 \cdot 10^3$
$C_{13}H_{28}$	11 840,0	0,7820	$2682 \cdot 10^3$
$C_{14}H_{30}$ *	1930,0	0,1273	$436,9 \cdot 10^3$
Сумма	15 147,0	1,0000	$3430 \cdot 10^3$

Здесь и далее звездочкой обозначены парафиновые углеводороды циркулирующего во газодержащего газа

Риформинг бензиновых фракций осуществляют в блоке из трех или четырех последовательно соединенных реакторов. Примем число реакторов $n_p = 3$. Катализатор между реакторами распределяют в отношении 1:2:4. Общее количество катализатора первоначально распределим между тремя реакторами в указанном отношении (табл. 3.31). Последующим расчетом уточним распределение катализатора между реакторами.

Таблица 3.31

Номер реактора	Количество катализатора	
	v_{KI} , м ³	G_{KI} , кг
1	19,6	11 760
2	39,2	23 520
3	78,4	47 040
Сумма	137,2	82 320

2. Расчет первого реактора

Материальный баланс первого реактора. *Константа скорости реакции ароматизации.* Зная температуру подачи сырья в первый реактор $T_{вх1} = 803$ К, из графика (рис. 3.13) при $\frac{1000}{T_{вх,1}} = \frac{1000}{803} = 1,245$ получим $k_1 = 314,5 \cdot 10^{-9}$ кмоль/(ч·Па кг катализатора).

Константа химического равновесия реакции ароматизации. При температуре $T_{вх1} = 803$ К по уравнению (9) найдем:

$$k_{p1} = 9,81^3 \cdot 10^{12} e^{\frac{46,15 \cdot 10^3}{803}} = 14,96 \cdot 10^{20} \text{ Па}^3$$

Уменьшение количества нефтяных углеводородов в результате реакции ароматизации. Подставив числовые значения найденных

величин в уравнение (5), определим относительное уменьшение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате первой реакции:

$$-\frac{dN_H}{dv_R} = 314,5 \cdot 10^{-9} \cdot 119 \cdot 10^3 - \frac{314,5 \cdot 10^{-9}}{14,96 \cdot 10^{20}} \cdot 39,1 \cdot 10^3 \cdot 2682 \cdot 10^3 = \\ = 0,0374 \text{ кмоль/}(\text{ч} \cdot \text{кг катализатора})$$

После разделения переменных и интегрирования имеем:

$$-N_{H1} = 0,0374 v_{R1}$$

Знак минус в левой части полученного уравнения указывает на уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции их ароматизации, знак плюс в правой части — на преобладание прямой реакции. Если бы в правой части уравнения был получен знак минус, то преобладала бы обратная реакция.

Величина v_{R1} для первого реактора:

$$v_{R1} = \frac{G_{K1}}{n_{c1}} = \frac{11760}{1377} = 8,53 \text{ кг катализатора/}(\text{кмоль/ч}) \text{ сырья}$$

где $n_{c1} = n_c$ — количество сырья, подаваемого в первый реактор, кмоль/ч.

Доля нафтеновых углеводородов, подвергнутых ароматизации, равна:

$$-N_{H1} = 0,0374 \cdot 8,53 = 0,3108$$

Вычислим количество нафтеновых углеводородов, которое осталось после реакции ароматизации:

$$n_{H1} = (y'_{сн1} - N_{H1}) n_{c1} = (0,3820 - 0,3108) \cdot 1377 = 98 \text{ кмоль/ч}$$

где $y'_{сн1}$ — мольная доля нафтеновых углеводородов в сырье (табл. 3.28),

Количество нафтеновых углеводородов, которое превратилось в ароматические углеводороды, равно:

$$n_{на1} = n_{сн1} - a_{H1} = 526 - 98 = 428 \text{ кмоль/ч}$$

где $n_{сн1}$ — количество нафтеновых углеводородов в сырье (табл. 3.28).

Константа скорости реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые. При температуре сырья $T_{вх1} = 803 \text{ К}$ и $\frac{1000}{T_{вх,1}} = 1,245$ из графика (рис. 3.14) найдем:

$$k_2 = 2,398 \cdot 10^{-15} \text{ кмоль/}(\text{ч} \cdot \text{Па}^2 \cdot \text{кг катализатора})$$

Константа химического равновесия реакции превращения нафтеновых углеводородов в парафиновые. При температуре $T_{вх1} = 803 \text{ К}$ по уравнению (10) имеем:

$$k_{p2} = 98,1^{-1} \cdot 10^{-3} e^{\frac{4450}{803} - 7,12} = 0,00209 \cdot 10^{-3} \text{ Па}^{-1}$$

Получив $k_{p2} < 1$ указывает на преобладание обратной реакции превращение парафиновых углеводородов в нафтеновые.

Уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции превращения парафиновых углеводородов в нафтеновые. Подставив числовые значения величин в уравнение (6), вычислим относительное увеличение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате второй реакции:

$$\frac{N_{n12}}{v_{n1}} = 2,398 \cdot 10^{-15} \cdot 119 \cdot 10^3 \cdot 2682 \cdot 10^3 - \frac{2,398 \cdot 10^{-15}}{0,00209 \cdot 10^{-3}} \cdot 153 \cdot 10^3 = \\ = 0,5894 \cdot 10^{-3} \text{ кмоль/}(\text{ч} \cdot \text{кг катализатора})$$

Разделяя переменные и интегрируя, получим долю парафиновых углеводородов, подвергнутых превращению в результате второй реакции:

$$N_{n12} = 0,5894 \cdot 10^{-3} \cdot 8,53 = 0,0050$$

Количество нафтеновых углеводородов после проведения первой и второй реакций:

$$n_{n12} = (y'_{cn1} - N_{n11} + N_{n12}) n_{c1} = \\ = (0,3820 - 0,3108 + 0,0050) \cdot 1377 = 105 \text{ кмоль/ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, превращенных в нафтеновые:

$$n_{np1} = n_{n12} - n_{n11} = 105 - 98 = 7 \text{ кмоль/ч}$$

Константа скорости реакции гидрокрекинга нафтеновых углеводородов. При $T_{вх1} = 803 \text{ К}$ и $\frac{1000}{T_{вх,1}} = 1,245$ из графика (рис. 3.15) найдем $k_3 = 0,1 \text{ кмоль/}(\text{ч} \cdot \text{кг катализатора})$.

Уменьшение количества нафтеновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. Подставив числовые значения величин в уравнение (7), определим относительное уменьшение количества нафтеновых углеводородов в реакторе в результате третьей реакции:

$$- \frac{dN_{n13}}{dv_{R1}} = 0,1 \frac{119 \cdot 10^3}{3,43 \cdot 10^6} = 0,00347 \text{ кмоль/}(\text{ч} \cdot \text{кг катализатора})$$

Разделяя переменные и интегрируя, получим долю нафтеновых углеводородов, подвергнутых гидрокрекингу:

$$- N_{n13} = 0,00347 v_{R1} = 0,00347 \cdot 8,53 = 0,0296$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое осталось после проведения первых трех реакций:

$$n_{n13} = (y'_{cn1} - N_{n11} + N_{n12} - N_{n13}) n_{c1} = \\ = (0,3820 - 0,3108 + 0,0050 - 0,0296) \cdot 1377 = 64,1 \text{ кмоль/ч}$$

Количество нафтеновых углеводородов, которое подвергнуто гидрокрекингу:

$$n_{n1} = n_{n12} - n_{n13} = 105 - 64,1 = 40,9 \text{ кмоль/ч}$$

Уменьшение количества парафиновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. По уравнению (8) вычислим относительное уменьшение количества парафиновых углеводородов в реакторе в результате четвертой реакции:

$$-\frac{dN_{n1}}{dv_{R1}} = 0,1 \frac{153 \cdot 10^3}{3,43 \cdot 10^6} = 0,00446 \text{ кмоль/(ч} \cdot \text{кг катализатора)}$$

При этом следует иметь в виду, что константы скоростей реакций гидрокрекинга нафтеновых и парафиновых углеводородов равны $k_3 = k_4 = 0,1 \text{ кмоль/(ч} \cdot \text{кг катализатора)}$.

Доля парафиновых углеводородов, подвергнутых гидрокрекингу:

$$-N_{n1} = 0,00446 v_{R1} = 0,00446 \cdot 8,53 = 0,0381$$

Количество парафиновых углеводородов питания, которое осталось после реакции гидрокрекинга:

$$n_{n14} = (y'_{cп1} - N_{n1}) n_{c1} = (0,4910 - 0,0381) \cdot 1377 = 623,8 \text{ кмоль/ч}$$

где $y'_{cп1}$ — мольная доля парафиновых углеводородов в сырье реактора (табл. 3.28).

Количество парафиновых углеводородов, которое подверглось гидрокрекингу и превратилось в газ, равно:

$$n_{n11} = n_{n1} - n_{n14} = 676,2 - 623,8 = 52,4 \text{ кмоль/ч}$$

Материальный баланс реакций в реакторе. На основе рассчитанного количества прореагировавшего сырья и стехиометрических уравнений (1) — (4) в табл. 3.32 сделан расчет материального баланса реакций.

Таблица 3.32

Количество компонентов, вступающих в реакцию, кмоль/ч	Количество продуктов реакции, кмоль/ч
428 $C_n H_{2n}$ 7 $C_n H_{2n+2}$ $40,9 C_n H_{2n} + 40,9 \frac{n}{3} H_2$	$428 C_n H_{2n-6} + 428 \cdot 3H_2$ $7 C_n H_{2n} + 7H_2$ $40,9 \frac{n}{15} (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$
$52,4 C_n H_{2n+2} + 52,4 \frac{n-3}{3} H_2$	$52,4 \frac{n}{15} (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$

Из табл. 3.32 следует, что в результате гидрокрекинга получается углеводородный газ, который обогатит циркулирующий газ.

Количество углеводородного газа, образовавшегося в реакторе, при $n = 7,7$ равно:

$$(40,9 + 52,4) \frac{7,7}{15} (\text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8 + \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{C}_5\text{H}_{12}) = \\ = 47,9 (\text{CH}_4 + \text{C}_2\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8 + \text{C}_4\text{H}_{10} + \text{C}_5\text{H}_{12})$$

Состав газа, покидающего реактор. Состав газа, покидающего реактор (табл. 3.33), рассчитаем на основе данных табл. 3.26, 3.28, 3.29 и 3.32. Этот расчет необходим для составления материального баланса реактора.

Таблица 3.33

Компоненты	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
$\text{C}_n\text{H}_{2n-6}$	174,8	$174,8 + 428 = 602,8$
C_nH_{2n}	526,0	$526,0 - 428 + 7 - 40,9 = 64,1$
$\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$	676,2	$676,2 - 7 - 52,4 = 616,8$
Сумма	1377,0	1283,7
Циркулирующий газ		
H_2	11 840,0	$11 840 + 428 \cdot 3 + 7 - 40,9 \frac{7,7}{3} - 52,4 \frac{7,7-3}{3} = 12 943,7$
CH_4	551,0	$551,0 + 47,9 = 598,9$
C_2H_6	688,0	$688,0 + 47,9 = 735,9$
C_3H_8	415,6	$415,6 + 47,9 = 463,5$
C_4H_{10}	137,7	$137,7 + 47,9 = 185,6$
C_5H_{12}	137,7	$137,7 + 47,9 = 185,6$
Сумма	13 770,0	15 113,2
Всего	15 147,0	16 396,9

Материальный баланс реактора. Материальный баланс реактора составляется для определения выхода продуктов риформинга.

Таблица 3.34

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_{gli} = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мол. доли	$M_i y'_{gli}$
H_2	2	12 943,7	0,8570	1,72
CH_4	16	598,9	0,0396	0,63
C_2H_6	30	735,9	0,0486	1,46
C_3H_8	44	463,5	0,0306	1,35
C_4H_{10}	58	185,6	0,0121	0,70
C_5H_{12}	72	185,6	0,0121	0,87
Сумма	—	15 113,2	1,0000	$6,73 \approx 6,7$

Средняя молекулярная масса водородсодержащего газа на выходе из реактора рассчитана в табл. 3.34.

Средние молекулярные массы углеводородов C_nH_{2n-6} , C_nH_{2n} и C_nH_{2n+2} , покидающих реактор, не будут равны соответствующим числовым значениям величин на входе в реактор. Рассчитаем новые числовые значения средних молекулярных масс указанных углеводородов.

Количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из реактора (табл. 3.34):

$$15113,2 \cdot 6,7 = 101\,200 \text{ кг/ч}$$

Таблица 3.35

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y_i' = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол. доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i M_i$, кг/ч
П р и х о д				
C_nH_{2n-6}	174,8	0,0114	101,8	17 950
C_nH_{2n}	526,0	0,0347	107,8	57 250
C_nH_{2n+2}	676,2	0,0446	109,8	74 800
H_2	11840,0	0,7820	6,5	89 500
$C_nH_{2n+2}^*$	1930,0	0,1273		
Сумма	15147,0	1,0000	—	239 500
Р а с х о д				
C_nH_{2n-6}	602,8	0,0368	103,3	62 350
C_nH_{2n}	64,1	0,0033	109,3	7 140
C_nH_{2n+2}	616,8	0,0376	111,3	68 810
H_2	12943,7	0,7900	6,7	101 200
$C_nH_{2n+2}^*$	2169,5	0,1323		
Сумма	16396,9	1,0000	—	239 500

Из материального баланса реактора следует, что количество углеводородов, покидающих реактор, равно разности между количеством всего газового потока и количеством обогащенного водородсодержащего газа:

$$239\,500 - 101\,200 = 138\,300 \text{ кг/ч}$$

Напишем уравнение материального баланса для углеводородов, покидающих реактор:

$$138\,300 = 602,8C_nH_{2n-6} + 64,1C_nH_{2n} + 616,8C_nH_{2n+2}$$

С учетом данных табл. 3.26 это уравнение принимает вид:

$$138\,300 = 602,8(14n - 6) + 64,1 \cdot 14n + 616,8(14n + 2)$$

После вычисления найдем, что углеродное число равно $n = 7,82$. Принятое ранее при расчете количества образовавшегося газа $n = 7,7$ не могло привести к существенной погрешности в расчетах.

Числовые значения молекулярных масс углеводородов, покидающих реактор:

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 7,82 - 6 = 103,3$$

$$M_n = 14n = 14 \cdot 7,82 = 109,3$$

$$M_{\pi} = 14n + 2 = 14 \cdot 7,82 + 2 = 111,3$$

Тепловой баланс первого реактора. Основные реакции (1) — (2) риформинга протекают с поглощением тепла. Перепад температуры в реакторах зависит от группового углеводородного состава сырья и от температуры реакции. В первом реакторе перепад температуры может достигать 35—80 К, во втором — 40 К и в третьем 0—17 К [118, с. 105; 121; 127; 133; 134].

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Левая часть уравнения учитывает приход тепла с сырьем и циркулирующим газом (в кВт).

Правая часть уравнения учитывает расход тепла (в кВт): Q_2 — на реакции риформинга; Q_3 — с продуктами реакций и циркулирующим газом; Q_4 — потери в окружающую среду.

Рассчитаем энтальпию газового потока на входе в аппарат. Предварительный расчет показывает, что ввиду не очень высокого давления и значительного разбавления водородом поправка на изменение величины энтальпии не требуется. Состав потока (табл. 3.24, 3.25 и 3.35) в мольных долях пересчитаем в массовые доли. Данные по энтальпии при температуре $T_{вх1} = 803$ К для водорода, метана, этана, пропана, бутана и пентана можно найти в справочной литературе [21, 58]. Для ароматических C_nH_{2n-6} , нафтеновых C_nH_{2n} и парафиновых C_nH_{2n+2} углеводородов сырья числовые значения энтальпии определяются по таблице (см. Приложение 3). При этом возникает необходимость расчета относительной плотности углеводородов при температуре 288 К по известной величине их молекулярной массы [44, с. 37, 39]. Найденные значения относительной плотности углеводородов даны в табл. 3.36.

Таблица 3.36

Углеводороды	Относительная плотность ρ_{288}^{288}	
	на входе в реактор	на выходе из реактора
Ароматические	0,718	0,722
Нафтеновые	0,731	0,733
Парафиновые	0,733	0,737

Расчет энтальпии питающей смеси приведен в табл. 3.37.

Таблица 3.37

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y_i' = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол доли	$M_i y_i'$	Содержание $y_i = \frac{M_i y_i'}{M_{см}}$, масс доли	Энтальпия, кДж/кг	
						$q_{T_i}^r$	$q_{T_i}^r y_i$
H_2	2	11 840,0	0,7820	1,56	0,0999	7700	769,0
CH_4	16	551,0	0,0363	0,58	0,0371	1618	59,9
C_2H_6	30	668,0	0,0454	1,36	0,0870	1434	124,8
C_3H_8	44	415,6	0,0274	1,21	0,0770	1405	108,2
C_4H_{10}	58	137,7	0,0091	0,53	0,0337	1400	47,2
C_5H_{12}	72	137,7	0,0091	0,66	0,0418	1392	58,2
$C_n H_{2n-6}$	101,8	174,8	0,0114	1,16	0,0742	1713	127,0
$C_n H_{2n}$	107,8	526,0	0,0347	3,74	0,2387	1704	407,5
$C_n H_{2n+2}$	109,8	676,2	0,0446	4,88	0,3106	1703	528,8
Сумма	—	15 147,0	1,0000	15,68 ≈ ≈ 15,7	1,0000	—	2230,6

Тепловой эффект реакции рассчитать, пользуясь законом Гесса, нельзя из-за незнания детального химического состава сырья и продуктов реакции. Поэтому воспользуемся формулой [124, с. 90]:

$$q_p = -335b$$

где b — выход водорода в расчете на исходное сырье, масс. %.

Из материального баланса реактора (табл. 3.35) следует, что в результате риформинга получен водород в количестве:

$$G_{H_2} = 12\,943,7 - 11\,840 = 1103,7 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$G_{H_2} = 1103,7 M_{H_2} = 1103,7 \cdot 2 = 2207,4 \text{ кг/ч}$$

Тогда

$$b = \frac{2207,4 \cdot 100}{150\,000} = 1,473 \text{ масс. \%}$$

а тепловой эффект реакции

$$q_p = -335 \cdot 1,473 = -493,2 \text{ кДж/кг}$$

Тепловой эффект реакции платформинга лежит в пределах 356—838 кДж на 1 кг исходного сырья [135].

Тепловой баланс реактора с учетом принятой величины теплопотерь в окружающую среду в количестве $Q_4 = 0,01 Q_1 = 0,01 \cdot 5,34 \cdot 10^6 = 5,34 \cdot 10^4$ кДж/ч приведен в табл. 3.38.

Величина Q_3 равна

$$Q_3 = 239\,500 q_{T_{\text{вых. 1}}}^r$$

Из теплового баланса реактора имеем (см. табл. 3.38):

$$Q_1 - Q_2 - Q_4 = 148,3 \cdot 10^3 - 20,5 \cdot 10^3 - 1,48 \cdot 10^3 = 126,3 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Тогда

$$q_{T_{\text{вых } 1}}^F = \frac{126,3 \cdot 10^3 \cdot 3600}{239 \ 500} = 1900 \text{ кДж/кг}$$

Таблица 3.38

Потоки	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_1	$T_{\text{вх } 1} = 803$	239 500	2230,6	$148,3 \cdot 10^3$
Сумма	—	239 500	—	$148,3 \cdot 10^3$
Расход				
Q_2	—	—	493,2	$20,5 \cdot 10^3$ *
Q_4	$T_{\text{вых } 1}$	239 500	$q_{T_{\text{вых } 1}}^F$	Q_3
Q_1	Принимается	—	—	$1,48 \cdot 10^3$
Сумма	—	239 500	—	$148,3 \cdot 10^3$

* На расчете на 150 000 кг/ч сырья реактора

Для определения числового значения температуры $T_{\text{вых } 1}$ потока, покидающего реактор, необходимо рассчитать состав смеси на выходе из реактора и построить вспомогательный график зависимости $q_{T_{\text{вых } 1}}^F = f(T_{\text{вых } 1})$.

Состав газа, покидающего реактор, рассчитан на основе данных табл. 3.33 и представлен в табл. 3.39.

Таблица 3.39

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол доли	$M_i y'_i$	Содержание $y_i = \frac{M_i y'_i}{M_{\text{см}}}$, масс доли
H_2	2	12 943,7	0,7893	1,58	0,1079
CH_4	16	598,9	0,0366	0,58	0,0400
C_2H_6	30	735,9	0,0499	1,35	0,0921
C_3H_8	44	463,5	0,0283	1,25	0,0851
C_4H_{10}	58	185,6	0,0113	0,65	0,0447
C_5H_{12}	72	185,6	0,0113	0,81	0,0556
$\text{C}_6\text{H}_{14} + \dots$	103,3	602,8	0,0368	3,80	0,2585
C_7H_{16}	109,3	64,1	0,0039	0,43	0,0304
$\text{C}_8\text{H}_{18} + 2 \dots$	111,3	616,8	0,0376	4,19	0,2857
Сумма	—	16 396,9	1,0000	$14,64 \approx 14,6$	1,0000

Для построения вспомогательного графика зависимости $q_{T_{\text{вых.1}}}^r = f(T_{\text{вых.1}})$ зададимся двумя ориентировочными числовыми значениями температуры: 713 К и 743 К. Значения энтальпии при этих температурах рассчитаны в табл. 3.40.

Таблица 3.40

Компоненты	Содержание y_i , масс. доли	Энтальпия, кДж/кг			
		713 К		743 К	
		$q_{T_i}^r$	$q_{T_i}^r y_i$	$q_{T_i}^r$	$q_{T_i}^r y_i$
H_2	0,1079	6374	687,0	6818	735,2
CH_4	0,0400	1274	51,0	1383	55,3
C_2H_6	0,0921	1120	103,1	1223	112,5
C_3H_8	0,0851	1098	93,4	1196	101,8
C_4H_{10}	0,0447	1095	49,2	1193	53,6
C_5H_{12}	0,0556	1090	61,6	1186	65,9
$\text{C}_n\text{H}_{2n-6}$	0,2585	1408	364,0	1504	388,8
C_nH_{2n}	0,0304	1402	42,6	1500	45,6
$\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$	0,2857	1399	400,0	1497	427,8
Сумма	1,0000	—	1851,9	—	1986,5

Вспомогательный график $q_{T_{\text{вых.1}}}^r = f(T_{\text{вых.1}})$, построенный по данным табл. 3.40, представлен на рис. 3.16. Из него найдем, что энтальпии $q_{T_{\text{вых.1}}}^r = 1900$ кДж/кг соответствует температура $T_{\text{вых.1}} = 724$ К.

Перепад температуры в первом реакторе равен

$$\Delta T_1 = T_{\text{вх.1}} - T_{\text{вых.1}} = 803 - 724 = 79 \text{ К}$$

Оптимальное снижение температуры процесса в первом реакторе составляет 40—50 К, во втором 20—25 К и в третьем 7—10 К. В данном случае с целью сокращения расчетов второго и третьего реакторов принято максимальное значение перепада температуры.

Основные размеры реактора. Диаметр реактора рассчитаем так, чтобы перепад давления $\Delta p_{\text{сл.1}}$ в слое катализатора не превышал допустимого значения $[\Delta p_{\text{сл.1}}]$.

На укрупненных установках применяют реакторы с радиальным вводом сырья [118, с. 116]. Схема к расчету размеров реактора с радиальным вводом дана на рис. 3.17. Аппарат представляет собой сосуд с внутренним перфорированным стаканом 3,

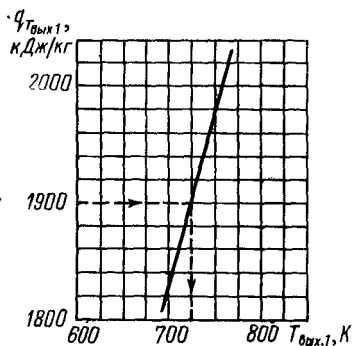


Рис. 3.16. График зависимости $q_{T_{\text{вых.1}}}^r = f(T_{\text{вых.1}})$.

куда загружают катализатор 2. Газосырьевая смесь поступает через ввод 8 в кольцевой зазор между футеровкой 10 и стаканом 3, проходит в радиальном направлении через слой катализатора и выводится через перфорированную трубу 7.

Величину $[\Delta\pi_{\text{сл. 1}}]$ для реактора примем по данным укрупненной установки (табл. 3.41):

$$[\Delta\pi_{\text{сл. 1}}] = 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{n_p} =$$

$$= 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{3} = 26\,300 \text{ Па} =$$

$$= 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

где 0,5 — доля гидравлического сопротивления слоя в общем гидравлическом сопротивлении реактора.

Последующим расчетом принятое значение должно быть подтверждено.

Для расчета величины $\Delta\pi_{\text{сл. 1}}$ воспользуемся формулой [62, с. 63]:

$$\frac{\Delta\pi_{\text{сл. 1}}}{H_1} =$$

$$= \frac{255 (1 - \lambda)^{1,35}}{\lambda^{0,29}} \cdot \frac{w^2 \rho_{\text{см}}}{d_3} \left(\frac{v_{\text{см}}}{d_3 w} \right)^{0,35}$$

где $\frac{\Delta\pi_{\text{сл. 1}}}{H_1}$ — потери напора на 1 м высоты (толщины) слоя катализатора в реакторе, Па/м; λ — порозность слоя; w — скорость фильтрования, м/с; $\rho_{\text{см}}$ — плотность газов, кг/м³; $v_{\text{см}}$ — кинематическая вязкость, м²/с; d_3 — эквивалентный диаметр частиц катализатора, м.

Порозность слоя катализатора при допущении упорядоченного расположения частиц катализатора равна:

$$\lambda = \frac{v_{\text{ш}}}{v_{\text{куб}}}$$

где $v_{\text{ш}}$ — объем шара, эквивалентный объему частицы катализатора цилиндрической формы, м³; $v_{\text{куб}}$ — объем куба, описанного вокруг шара, м³.

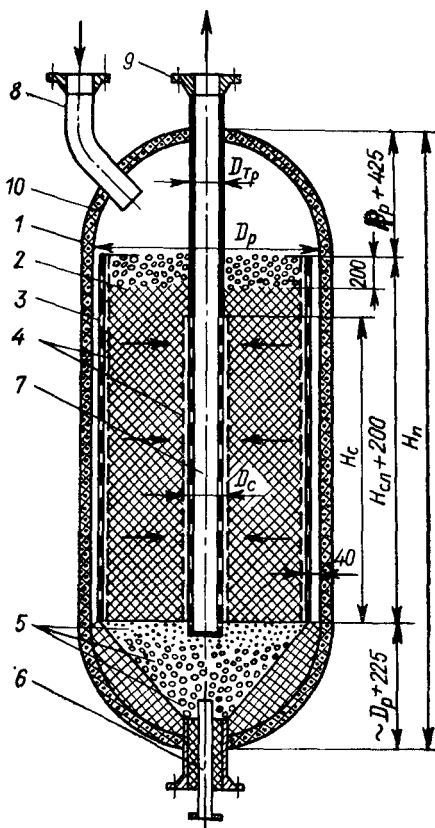


Рис. 3.17. Схема к расчету основных размеров реактора:

1 — корпус; 2 — катализатор; 3 — перфорированный стакан с сеткой; 4 — сетка; 5 — шарик фарфоровый; 6 — штуцер для эжекции газов; 7 — перфорированная труба; 8 — штуцер для входа сырья; 9 — штуцер для выхода продуктов реакции; 10 — футеровка

Таблица 3.41

Установка	Гидравлическое сопротивление реакторов, 10^6 Па
Каталитического риформинга	0,435
Комбинированная установка — секция риформинга . .	0,52
Укрупненная установка — секция риформинга	0,158

Цилиндрические частицы алюмоплагинного катализатора риформинга имеют диаметр 2—3 мм и высоту 4—5 мм. Если принять диаметр цилиндрика равным $d = 0,003$ м и высоту равной $H = 0,005$ м, то

$$v_{\text{ш}} = \frac{\pi d^2}{4} H = \frac{3,14 \cdot 0,003^2}{4} \cdot 0,005 = 35,35 \cdot 10^{-9} \text{ м}^3$$

Сторона куба, описанного вокруг шара, равна эквивалентному d_9 диаметру этого шара:

$$d_9 = \sqrt[3]{\frac{6v_{\text{ш}}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot 35,35 \cdot 10^{-9}}{3,14}} = 4,06 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Числовое значение порозности при $v_{\text{куб}} = d_9^3$:

$$\lambda = \frac{35,35 \cdot 10^{-9}}{(4,06 \cdot 10^{-3})^3} = 0,524$$

Скорость радиального фильтрования газовой смеси в наиболее узком сечении у сетки трубы

$$w = \frac{v_{\text{сек}}}{F_c}$$

где $v_{\text{сек}}$ — объем газов, проходящих через свободное сечение реактора, $\text{м}^3/\text{с}$; F_c — площадь сетки у трубы (см. рис. 3.17), м^2 .

Величину $v_{\text{сек}}$ найдем по формуле.

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4GT_{\text{ср}1} \cdot 0,1 \cdot 10^6 Z}{3600M_{\text{ср}} \cdot 273\pi_{\text{ср}1}}$$

где G — количество газовой смеси в реакторе (табл. 3.35), $\text{кг}/\text{ч}$; $T_{\text{ср}1}$ — средняя температура в реакторе, К ; $Z = 1$ — коэффициент сжимаемости газа, значительно разбавленного водородом; $M_{\text{ср}}$ — средняя молекулярная масса газовой смеси (табл. 3.39); $\pi_{\text{ср}1}$ — среднее давление в реакторе, Па .

Средняя температура в реакторе равна:

$$T_{\text{ср}1} = \frac{T_{\text{вх}1} + T_{\text{вых}1}}{2} = \frac{803 + 724}{2} = 763,5 \text{ К}$$

Среднее давление в реакторе примем равным:

$$\pi_{\text{ср. l}} = \frac{\pi_1 + \pi_2 - [\Delta\pi_{\text{сл. l}}]}{2} = \\ = \frac{3,43 \cdot 10^6 + 3,43 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6}{2} = 3,42 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Тогда

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 239\,500 \cdot 763,5 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3\,600 \cdot 14,6 \cdot 273 \cdot 3,42 \cdot 10^6} = 8,25 \text{ м}^3/\text{с}$$

Площадь сетки у трубы:

$$F_c = \pi D_c H_c$$

где D_c — диаметр сетки у трубы, м; H_c — высота сетки, м.

Примем диаметр реактора $D_{\text{pl}} = 2,4$ м, диаметр сетки $D_c = 0,5$ м. Высоту сетки вычислим по формуле:

$$H_c = H_{\text{сл. l}} - 0,4$$

где $H_{\text{сл. l}}$ — высота слоя катализатора в реакторе, м.

Высота слоя катализатора в стакане:

$$H_{\text{сл. l}} = \frac{v_{\text{кл}}}{F}$$

где F — площадь кольцевого сечения между стаканами, м^2 .

Величину F найдем следующим образом:

$$F = \frac{\pi [(D_{\text{pl}} - 2\delta - 2 \cdot 0,02)^2 - D_c^2]}{4} = \\ = \frac{3,14 [(2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2]}{4} = 3,88 \text{ м}^2$$

Тогда

$$H_{\text{сл. l}} = \frac{19,6}{3,88} = 5,06 \text{ м}; \quad H_c = 5,06 - 0,4 = 4,66 \text{ м}$$

а площадь сетки у трубы

$$F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 4,66 = 7,31 \text{ м}^2$$

Подставив числовые значения величин в формулу для расчета скорости фильтрации, получим:

$$w = \frac{8,25}{7,31} = 1,13 \text{ м/с}$$

Плотность газовой смеси на выходе из реактора:

$$\rho_{\text{см}} = \sum \rho_i y'_i$$

где ρ_i — плотность компонентов газовой смеси, кг/м^3 ; y'_i — содержание компонентов в газовой смеси (табл. 3.35), мол. доли (объемн. доли).

Плотность компонентов газовой смеси при средней температуре $T_{\text{ср. 1}} = 763 \text{ К}$ в реакторе:

$$\rho_i = \frac{M_i \pi_{\text{ср. 1273}}}{22,4 \cdot 0,1 \cdot 10^8 T_{\text{ср. 1}}}$$

где M_i — средние молекулярные массы компонентов (табл. 3.35).
Результаты расчета плотности даны в табл. 3.42.

Таблица 3.42

Компоненты	Содержание y'_i , мол доли	Плотность ρ_i , кг/м ³	$\rho_i y'_i$, кг/м ³
$C_n H_{2n-6}$	0,0368	57,70	2,124
$C_n H_{2n}$	0,0033	60,90	0,201
$C_n H_{2n+2}$	0,0376	62,00	2,332
H_2	0,9223	3,73	3,440
$C_n H_{2n+2}^*$			
Сумма	1,0000	—	8,097

Кинематическую вязкость газовой смеси в нашем случае вычислим по формуле Манна [21, с. 65]:

$$\nu_{\text{см}} = \frac{1}{\frac{y'_1}{\nu_1} + \frac{y'_2}{\nu_2} + \dots + \frac{y'_n}{\nu_n}}$$

где $y'_1, y'_2, \dots, y'_n$ — содержание компонентов в газовой смеси, покидающей реактор, мол. доли; $\nu_1, \nu_2, \dots, \nu_n$ — кинематическая вязкость компонентов при средней температуре в реакторе, м²/с.

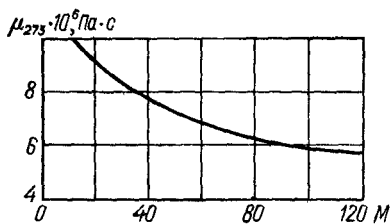


Рис. 3.18 Зависимость динамической вязкости паров углеводородов от молекулярной массы при $T = 273 \text{ К}$.

Кинематическая вязкость водорода, метана, этана, пропана, бутана и пентана при температуре $T_{\text{ср. 1}} = 763 \text{ К}$ дана в табл. 3.43 [21, с. 56, 57]. Кинематическая вязкость углеводородов $C_n H_{2n-6}$, $C_n H_{2n}$ и $C_n H_{2n+2}$ при температуре $T = T_{\text{ср. 1}}$ рассчитывается по формуле:

$$\nu_T = \frac{\mu_T}{\rho_T}$$

где μ_T — динамическая вязкость, Па·с; ρ_T — плотность углеводородов (табл. 3.42), кг/м³.

Динамическая вязкость углеводородов [21, с. 53]:

$$\mu_T = \mu_{273} \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{1,5}$$

μ_{273} — динамическая вязкость углеводорода при температуре 273 К, Па·с; $T = T_{\text{ср } 1}$ — температура (средняя) в реакторе, К; $C = 1,22 T_{\text{кип}}$; $T_{\text{кип}}$ — температура кипения углеводорода, К.

Динамическую вязкость μ_{273} углеводородов по известной величине их средней молекулярной массы M_1 можно определить по рис. 3.18, а температуру кипения — по рис. 3.19 [21, с. 15].

Без ущерба для точности расчета кинематической вязкости углеводородов C_nH_{2n-6} , C_nH_{2n} и C_nH_{2n+2} можно принять величины

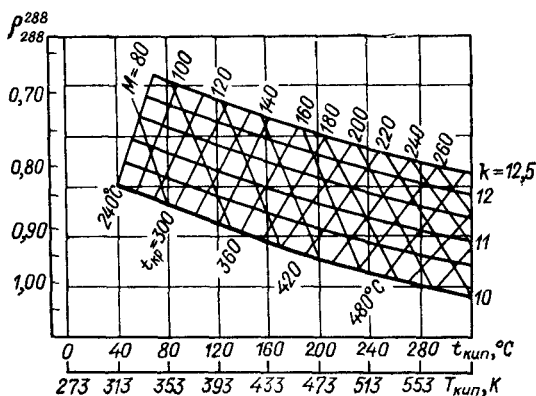


Рис. 3.19. Номограмма для определения характеристик топлива по двум заданным параметрам.

их динамической вязкости при температуре $T_{\text{ср } 1} = 763$ К одинаковыми и равными $\mu_{763} = 16 \cdot 10^{-6}$ Па·с

Результаты расчетов кинематической вязкости углеводородов даны в табл. 3.43.

Таблица 3.43

компоненты	Мольная доля y'_i (табл. 3.39)	Кинематическая вязкость при температуре $T_{\text{ср } 1} = 763 \text{ К}$, $10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$	$\frac{y'_i}{\gamma_i \cdot 10^6}$
H_2	0,7893	522,90	0,001510
C_2H_6	0,0366	88,83	0,000411
C_3H_8	0,0499	45,32	0,000988
C_4H_{10}	0,0283	27,53	0,001025
C_5H_{12}	0,0113	19,73	0,000573
C_6H_{14}	0,0113	15,22	0,000743
C_nH_{2n-6}	0,0368	0,277	0,132800
C_nH_{2n}	0,0039	0,263	0,013300
C_nH_{2n+2}	0,0376	0,258	0,145600
сумма	1,0000	—	$0,29695 \cdot 10^{-3}$

Кинематическая вязкость газовой смеси, согласно формуле Манна и данных табл. 3,43, равна

$$\nu_{\text{см}} = \frac{1}{0,29695 \cdot 10^6} = 3,368 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$$

Подставив в формулу для расчета потери напора числовые значения величин, получим:

$$\frac{\Delta p_{\text{с.л. 1}}}{H_1} = \frac{255 (1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{1,13^2 \cdot 8,097}{4,06 \cdot 10^{-3}} \left(\frac{3,368 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 1,13} \right)^{0,35} = 28\,800 \text{ Па/м}$$

Толщина слоя катализатора в стакане (рис. 3.17):

$$H_1 = \frac{D_{\text{р1}} - 2\delta - 2 \cdot 0,02 - D_{\text{с}}}{2} = \frac{2,4 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 0,89 \text{ м}$$

Потеря напора в слое катализатора:

$$\Delta p_{\text{с.л. 1}} = 28\,800 \cdot 0,89 = 25\,600 \text{ Па}$$

Полученная числовая величина $\Delta p_{\text{с.л. 1}} = 25\,600 \text{ Па}$ не превышает $[\Delta p_{\text{с.л. 1}}] = 26\,300 \text{ Па}$. При получении $\Delta p_{\text{с.л. 1}} > [\Delta p_{\text{с.л. 1}}]$ необходимо уменьшить толщину слоя катализатора, что достигается уменьшением диаметра $D_{\text{р1}}$ аппарата.

Полная высота реактора равна (рис. 3.17):

$$H_{\text{п1}} = H_{\text{с.л. 1}} + 0,2 + D_{\text{р1}} + 0,225 + D_{\text{р1}} + 0,425 = 5,06 + 0,2 + 2,4 + 0,225 + 2,4 + 0,425 = 10,71 \text{ м}$$

Далее рассчитывают диаметры всех штуцеров и по соответствующим нормам выбирают их окончательные размеры.

3. Расчет второго реактора

Материальный баланс реактора. Материальный баланс реактора рассчитывается на основе уравнений (5)–(8). Температуру в начале процесса можно подобрать так, чтобы во

Таблица 3.44

Компоненты	Количество $n_{\text{с2i}}$ (табл. 3.35), кмоль/ч	Содержание $y'_{\text{с2i}} = \frac{n_{\text{с2i}}}{\sum n_{\text{с2i}}}$, мол доли
$\text{C}_n\text{H}_{2n-6}$. . .	602,8	0,4694
C_nH_{2n}	64,1	0,0499
$\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$. . .	616,8	0,4807
Сумма	1283,7	1,0000

втором реакторе было практически исчерпано нефтяное сырье. Давление во втором реакторе обычно ниже, чем в первом реакторе, на величину $\Delta p_1 = (0,15 \div 0,30) \cdot 10^6$ Па. Примем величину давления во втором реакторе, равной

$$p_2 = p_1 - \Delta p_1 = 3,43 \cdot 10^6 - 0,30 \cdot 10^6 = 3,13 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Состав смеси, подвергаемой риформингу в реакторе, приведен в табл. 3.44.

Расчет парциальных давлений компонентов газовой загрузки реактора представлен в табл. 3.45.

Таблица 3.45

Компоненты	Содержание (табл. 3.35), мол доли	Парциальное давление $p_2 = p_2 y'_i = 3,13 \cdot 10^6 y'_i$, 10 ³ Па
$C_n H_{2n-6}$	0,0368	115,25
$C_n H_{2n}$	0,0033	11,15
$C_n H_{2n+2}$	0,0376	117,7
H_2	0,7900	2472
$C_n H_{2n+2}^*$	0,1323	413,9
Сумма	1,0000	3130

Константа скорости реакции ароматизации. При температуре $T_{\text{нх. 2}} = 793$ К по рис. 3.13 имеем:

$$k_1 = 290,5 \cdot 10^{-9} \text{ кмоль}/(\text{ч} \cdot \text{Па} \cdot \text{кг катализатора})$$

Константа химического равновесия реакции ароматизации. При $T_{\text{нх. 2}} = 793$ К по уравнению (9) найдем:

$$k_{p1} = 9,81 \cdot 10^{12} e^{46,15 - \frac{25600}{793}} = 10,17 \cdot 10^{20} \text{ Па}^3$$

Уменьшение количества нефтяных углеводородов в результате реакции ароматизации. Подставив числовые значения величин в уравнение (5), получим:

$$-\frac{dN_{\text{н21}}}{dv_{R2}} = 290,5 \cdot 10^{-9} \cdot 11150 - \frac{290,5 \cdot 10^{-9} \cdot 115,25 \cdot 10^3 (2472 \cdot 10^3)^3}{10,17 \cdot 10^{20}} =$$

$$= 0,002718 \text{ кмоль}/(\text{ч} \cdot \text{кг катализатора})$$

или

$$-N_{\text{н21}} = 0,002718 v_{R2}$$

Величина v_{R2} равна:

$$v_{R2} = \frac{G_{\text{к2}}}{n_{\text{с2}}} = \frac{23520}{1283,7} = 18,3 \text{ кг катализатора}/(\text{кг} \cdot \text{ч}) \text{ сырья}$$

Доля нефтяных углеводородов, подвергнутых ароматизации:

$$-N_{\text{н21}} = 0,002718 \cdot 18,3 = 0,0498$$

Величина $N_{\text{н21}}$ отличается на 0,2% от величины $y'_{\text{сн2}}$ — содержания нефтяных углеводородов в питании реактора. Если изменить

количество катализатора в реакторе так, чтобы получить $N_{H_{21}} = y'_{CH_2}$, то для второй и третьей реакций теоретически не останется сырья и они не будут протекать. При этом необходимо найти новое значение величины v'_{R2} :

$$v'_{R2} = \frac{y'_{CH_2}}{N_{H_{21}}} = \frac{0,0499}{0,002718} = 18,36 \text{ кг катализатора/(кмоль} \cdot \text{ч) сырья}$$

Количество катализатора в реакторе:

$$G'_{K2} = v'_{R2} n_{C2} = 18,36 \cdot 1283,7 = 23\,600 \text{ кг}$$

Необходимо увеличить количество катализатора во втором реакторе за счет третьего на $23\,600 - 23\,520 = 80 \text{ кг}$.

Количество нафтеновых углеводородов, которое останется после реакции ароматизации.

$$n_{H_{21}} = (y'_{CH_2} - N_{H_{21}}) n_{C2} = (0,0499 - 0,0499) \cdot 1283,7 = 0 \text{ кмоль/ч}$$

Константа скорости реакции гидрокрекинга парафиновых углеводородов При температуре $T_{вх\ 2} = 793 \text{ К}$ по рис. 3.15 найдем:

$$k_4 = 0,0714 \text{ кмоль/(ч кг катализатора)}$$

Уменьшение количества парафиновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. Подставив числовые значения величин в уравнение (8), найдем.

$$- \frac{dN_{H_2}}{dv'_{R2}} = 0,0714 \frac{117,7 \cdot 10^3}{3,13 \cdot 10^6} = 0,002685 \text{ кмоль/(ч} \cdot \text{кг катализатора)}$$

или

$$- N_{H_2} = 0,002685 v'_{R2} = 0,002685 \cdot 18,36 = 0,0492$$

Количество парафиновых углеводородов, которое осталось после реакции гидрокрекинга:

$$n_{H_{24}} = (y'_{CH_2} - N_{H_2}) n_{C2} = (0,4807 - 0,0492) \cdot 1283,7 = 553,5 \text{ кмоль/ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, которое превратилось в газ:

$$n_{H_{г2}} = n_{H_2} - n_{H_{24}} = 616,8 - 553,5 = 63,3 \text{ кмоль/ч}$$

Дальнейший расчет материального баланса реактора представлен в табл. 3.46—3.49.

Таблица 3.46

Количество компонентов вступивших в реакцию кмоль/ч	Количество продуктов реакции кмоль/ч
$64,1 C_n H_{2n}$	$64,1 C_n H_{2n-6} + 64,1 \cdot 3 H_2$
$63,3 C_n H_{2n+2} + 63,3 \frac{n-3}{3} H_2$	$63,3 \frac{n}{15} (CH_4 + C_2 H_6 + C_3 H_8 + C_4 H_{10} + C_5 H_{12})$

Таблица 3.47

Компоненты	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
C_nH_{2n-6}	602,8	$602,8 + 64,1 = 666,9$
C_nH_{2n}	64,1	—
C_nH_{2n+2}	616,8	$616,8 - 63,3 = 553,5$
Ц и р к у л и р у ю щ и й г а з		
H_2	12943,7	$12943 + 64,1 \cdot 3 - 63,3 \frac{7,82 - 3}{3} = 13034,3$
CH_4	598,9	$598,9 + 33 = 631,9$
C_2H_6	735,9	$735,9 + 33 = 768,9$
C_3H_8	463,5	$463,5 + 33 = 496,5$
C_4H_{10}	185,6	$185,6 + 33 = 218,6$
C_5H_{12}	185,6	$185,6 + 33 = 218,6$
Сумма	15113,2	15368,8
Всего	16396,9	16589,2

Таблица 3.48

Компоненты	Молеку- лярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_{г2i} = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол доли	$M_i y'_{г2i}$
H_2	2	13034,3	0,8475	1,70
CH_4	16	631,9	0,0411	0,66
C_2H_6	30	768,9	0,0501	1,50
C_3H_8	44	496,5	0,0323	1,42
C_4H_{10}	58	218,6	0,0145	0,84
C_5H_{12}	72	218,6	0,0145	1,04
Сумма	—	15368,8	1,0000	$7,16 \approx 7,2$

Количество углеводородного газа, образовавшегося в реакторе при допущении, что $n = 7,82$, равно:

$$63,3 \frac{7,82}{15} (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) = \\ = 33 (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$$

При этом количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из аппарата равно (табл. 3.49):

$$(13034,3 + 2334,5) 7,2 = 101\,700 \text{ кг/ч}$$

Количество углеводородов, покидающих реактор:

$$239\,500 - 101\,700 = 137\,800 \text{ кг/ч}$$

Таблица 3.49

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i M_i$, кг/ч
Приход				
$C_n H_{2n-6}$	602,8	0,0368	103,3	62 350
$C_n H_{2n}$	64,1	0,0033	109,3	7 140
$C_n H_{2n+2}$	616,8	0,0376	111,3	68 810
H_2	12943,7	0,7900	6,7	101 200
$C_n H_{2n+2}^*$	2169,5	0,1323		
Сумма	16396,9	1,0000	—	239 500
Расход				
$C_n H_{2n-6}$	666,9	0,0402	109,3	72 900
$C_n H_{2n+2}$	553,5	0,0341	117,3	64 900
H_2	13034,3	0,7850	7,2	101 700
$C_n H_{2n+2}^*$	2334,5	0,1407		
Сумма	16589,2	1,0000	—	239 500

Уравнение материального баланса для углеводородов:

$$137\,800 = 666,9C_n H_{2n-6} + 553,5C_n H_{2n+2}$$

или

$$137\,800 = 666,9(14n - 6) + 553,5(14n + 2)$$

откуда после преобразования и вычисления найдем $n = 8,23$.

Таблица 3.50

Потоки	Температура, К	Количество кг/ч	Энтальпия, кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_1	$T_{вх.2} = 773$	239 500	2218,6	$147,64 \cdot 10^3$
Сумма	—	239 500	—	$147,64 \cdot 10^3$
Расход				
Q_2	—	—	43,8	$1,68 \cdot 10^3$ *
Q_3	$T_{вых.2}$	239 500	$q_{T_{вых.2}}$	Q_3
Q_4	Принимается	—	—	$1,476 \cdot 10^3$
Сумма	—	239 500	—	$3,156 \cdot 10^3 + Q_3$

* Из расчета на 138 300 кг/ч сырья.

Средние молекулярные массы углеводов:

$$M_a = 14n - 6 = 14 \cdot 8,23 - 6 = 109,3$$

$$M_n = 14n + 2 = 14 \cdot 8,23 + 2 = 117,3$$

Тепловой баланс реактора. Методика расчета теплового баланса второго реактора не отличается от методики расчета первого реактора. Тепловой баланс второго реактора приведен в табл. 3.50.

Из теплового баланса реактора имеем:

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_1 - (Q_2 + Q_4) = 147,64 \cdot 10^3 - \\ &- (1,68 \cdot 10^3 + 1,476 \cdot 10^3) = \\ &= 144,48 \cdot 10^3 \text{ кВт} \end{aligned}$$

Тогда

$$\begin{aligned} q_{T_{\text{вых. 2}}}^r &= \frac{144,48 \cdot 10^3 \cdot 3600}{239500} = \\ &= 2170 \text{ кДж/кг} \end{aligned}$$

Для определения температуры потока, покидающего реактор, необходимо воспользоваться зависимостью $q_{T_{\text{вых. 2}}}^r = f(T_{\text{вых. 2}})$, которая показана на рис. 3.20. Энтальпии $q_{T_{\text{вых. 2}}}^r = 2170$ кДж/кг соответствует температура $T_{\text{вых. 2}} = 790$ К.

Перепад температуры во втором реакторе равен:

$$\Delta T_2 = T_{\text{вх. 2}} - T_{\text{вых. 2}} = 793 - 790 = 3 \text{ К}$$

Основные размеры реактора. Диаметр реактора. Во втором реакторе принята радиальная схема подачи сырья. Методика расчета диаметра второго реактора не отличается от методики расчета диаметра первого реактора. Приведем основные результаты расчета по определению диаметра реактора:

$$[\Delta \pi_{\text{сл. 2}}] = 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{n_p} = 0,5 \frac{0,158 \cdot 10^6}{3} = 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$T_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{вх. 2}} + T_{\text{вых. 2}}}{2} = \frac{793 + 790}{2} \approx 792 \text{ К}$$

$$\begin{aligned} \pi_{\text{ср. 2}} &= \frac{\pi_{p2} + \pi_{p2} - [\Delta \pi_{\text{сл. 2}}]}{2} = \\ &= \frac{3,13 \cdot 10^6 + 3,13 \cdot 10^6 - 0,0263 \cdot 10^6}{2} = 3,117 \cdot 10^6 \text{ Па} \end{aligned}$$

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 239500 \cdot 792 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1}{3600 \cdot 15 \cdot 273 \cdot 3,117 \cdot 10^6} = 9,06 \text{ м}^3/\text{с}$$

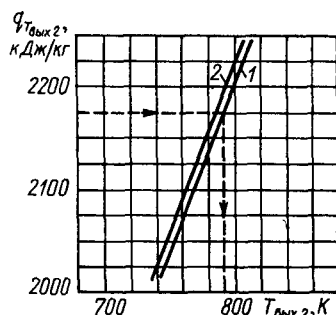


Рис. 3.20. График зависимости $q_{T_{\text{вых. 2}}}^r = f(T_{\text{вых. 2}})$ 1—для второго реактора; 2—для третьего реактора.

Примем $D_{p2} = 3,0$ м и $D_c = 0,5$ м (см. рис. 3.17).
Тогда

$$F = \frac{3,14 [(3,0 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02)^2 - 0,5^2]}{4} = 6,3 \text{ м}^2$$

$$v_{k2} = \frac{23600}{600} = 39,35 \text{ м}^3; \quad H_{cл\ 2} = \frac{39,35}{6,3} = 6,25 \text{ м}$$

$$H_c = 6,25 - 0,4 = 5,85 \text{ м}; \quad F_c = 3,14 \cdot 0,5 \cdot 5,85 = 9,18 \text{ м}^2$$

$$w = \frac{9,06}{9,18} = 0,99 \text{ м/с}$$

$$\frac{\Delta \pi_{cл\ 2}}{H_2} = \frac{255 (1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{(1,29)}} \cdot \frac{0,99^2 \cdot 7368}{406 \cdot 10^{-3}} \left(\frac{3993 \cdot 10^{-6}}{406 \cdot 10^{-3} \cdot 0,99} \right)^{0,35} = 17900 \text{ Па/м}$$

$$H_2 = \frac{3,0 - 2 \cdot 0,04 - 2 \cdot 0,02 - 0,5}{2} = 1,19 \text{ м}$$

$$\Delta \pi_{cл\ 2} = 17900 \cdot 1,19 = 0,0213 \cdot 10^6 \text{ Па} \quad (< 0,0263 \cdot 10^6 \text{ Па})$$

Полная высота реактора (см. рис. 3.17):

$$H_{п2} = H_{cл\ 2} + 0,2 + D_{p2} + 0,225 + D_{p2} + 0,425 = \\ = 6,25 + 0,2 + 3,0 + 0,225 + 3,0 + 0,425 = 13,1 \text{ м}$$

Далее определяют диаметры всех штуцеров и по соответствующим нормам выбирают их размеры.

4. Расчет третьего реактора

Материальный баланс реактора В реакторе протекает реакция гидрокрекинга парафиновых углеводородов. Температуру в начале процесса примем равной температуре, при которой поток покидает второй реактор $T_{вх\ 3} = T_{вых\ 2} = 790$ К Давление в третьем реакторе примем равным:

$$p_3 = p_2 - \Delta p_2 = 3,13 \cdot 10^6 - 0,13 \cdot 10^6 = 3 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

Состав смеси, подвергаемой риформингу в реакторе, приведен в табл. 3.51.

Таблица 3.51

Компоненты	Количество $n_{с3i}$ (табл. 3.49) кмоль/ч	Содержание $y'_{с3i} = \frac{n_{с3i}}{\sum n_{с3i}}$ мол доли
$C_n H_{2n-6}$	666,9	0,5464
$C_n H_{2n+2}$	553,5	0,4536
Сумма	1220,4	1,0000

Расчет парциальных давлений компонентов газовой загрузки реактора дан в табл. 3.52.

Таблица 3.52

Компоненты	Содержание y'_i (табл. 3.49), мол. доли	Парциальное давление $p_i = p_3 y'_i = 3 \cdot 10^5 y'_i$ 10 ³ Па
$C_n H_{2n-6}$	0,0402	120,6
$C_n H_{2n+2}$	0,0341	102,3
H_2	0,7850	2354
$C_n H_{2n+2}$	0,1407	423,1
Сумма	1,0000	3000

Константа скорости реакции гидрокрекинга. При температуре $T_{вх.3} = 790$ К по рис. 3.15 имеем:

$$k_4 = 0,06178 \text{ кмоль}/(\text{ч} \cdot \text{кг катализатора})$$

Уменьшение количества парафиновых углеводородов в результате реакции гидрокрекинга. Подставив числовые значения величин в уравнение (8), найдем:

$$-\frac{dN_{п3}}{dv_{R3}} = 0,06178 \frac{102 \cdot 3 \cdot 10^3}{3 \cdot 10^6} = 0,002108 \text{ кмоль}/(\text{ч} \cdot \text{кг катализатора})$$

или

$$-N_{п3} = 0,002108 v_{R3}$$

Величина v_{R3} для третьего реактора равна:

$$v_{R3} = \frac{G'_{к3}}{n_{с3}} = \frac{46\,960}{1220,4} = 38,5 \text{ кг катализатора}/(\text{кмоль} \cdot \text{ч}) \text{ сырья}$$

при этом

$$G'_{к3} = G_{к3} - 80 = 47\,040 - 80 = 46\,960 \text{ кг}$$

Доля парафиновых углеводородов, подвергнутых гидрокрекингу:

$$-N_{п3} = 0,002108 \cdot 38,5 = 0,0812$$

Количество парафиновых углеводородов, которое останется после гидрокрекинга, равно

$$n_{п34} = (y'_{с.л.3} - N_{п3}) n_{п3} = (0,4536 - 0,0812) 1220,4 = 454 \text{ кмоль/ч}$$

Количество парафиновых углеводородов, которое превратилось в газ:

$$n_{п13} = n_{п3} - n_{п34} = 553,5 - 454 = 99,5 \text{ кмоль/ч}$$

Дальнейший расчет материального баланса реактора приведен в табл. 3.53—3.56.

Таблица 3.53

Количество компонентов, вступивших в реакцию, кмоль/ч	Количество продуктов реакции, кмоль/ч
$99,5 C_n H_{2n+2} + 99,5 \frac{n-3}{3} H_2$	$99,5 \frac{n}{15} (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$

Таблица 3.54

Компоненты	Приход, кмоль/ч	Расход, кмоль/ч
$C_n H_{2n-6}$	666,9	666,9
$C_n H_{2n+2}$	553,5	$553,5 - 99,5 = 454,0$
Сумма	1220,4	1120,9
Ц и р к у л и р у ю щ и й г а з		
H_2	13034,3	$13034,3 - 99,5 \frac{8,23-3}{3} = 12860,8$
CH_4	631,9	$631,9 + 54,6 = 686,5$
C_2H_6	768,9	$768,9 + 54,6 = 823,5$
C_3H_8	496,5	$496,5 + 54,6 = 551,1$
C_4H_{10}	218,6	$218,6 + 54,6 = 273,2$
C_5H_{12}	218,6	$218,6 + 54,6 = 273,2$
Сумма	15368,8	15468,3
Всего	16589,2	16589,2

Таблица 3.55

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y'_{г3i} = \frac{n_i}{\sum n_i}$ мол доли	$M_i y'_{г3i}$
H_2	2	12860,8	0,8314	1,66
CH_4	16	686,5	0,0444	0,71
C_2H_6	30	823,5	0,0533	1,60
C_3H_8	44	551,1	0,0357	1,57
C_4H_{10}	58	273,2	0,0176	1,02
C_5H_{12}	72	273,2	0,0176	1,27
Сумма	—	15468,3	1,0000	$7,83 \approx 7,8$

Количество углеводородного газа, образовавшегося в реакторе, при $n = 8,23$ равно:

$$99,5 \frac{8,23}{15} (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12}) =$$

$$= 54,6 (CH_4 + C_2H_6 + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$$

Таблица 3.56

Компоненты	Количество n_i , кмоль/ч	Содержание $y_i = \frac{n_i}{\sum n_i}$, мол доли	Средняя молекулярная масса M_i	Количество $G_i = n_i M_i$, кг/ч
П р и х о д				
$C_n H_{2n-6}$	666,9	0,0402	109,3	72 900
$C_n H_{2n+2}$	553,5	0,0341	117,3	64 900
H_2	13034,3	0,7850 }	7,2	101 700
$C_n H_{2n+2}^*$	2334,5	0,1407 }		
Сумма	16589,2	1,0000	—	239 500
Р а с х о д				
$C_n H_{2n-6}$	666,9	0,0402	109,3	72 900
$C_n H_{2n+2}$	454,0	0,0276	101,3	46 000
H_2	12860,8	0,7750 }	7,8	120 600
$C_n H_{2n+2}^*$	2607,5	0,1572 }		
Сумма	16589,2	1,0000	—	239 500

Количество обогащенного циркулирующего газа на выходе из реактора равно (табл. 3.56):

$$(12860,8 + 2607,5) \cdot 7,8 = 120\,600 \text{ кг/ч}$$

Количество углеводородов, покидающих реактор:

$$239\,500 - 120\,600 = 118\,900 \text{ кг/ч}$$

Средняя молекулярная масса парафиновых углеводородов (табл. 3.56):

$$M_n = \frac{239\,500 - 72\,900 - 120\,600}{454} = 101,3$$

Тепловой баланс реактора. На примере расчета третьего реактора покажем другой подход к расчету теплового баланса реактора риформинга.

Уравнение теплового баланса для третьего реактора (см. стр. 265):

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Температура входа потока в третий реактор равна температуре выхода потока из второго реактора, поэтому

$$Q_1 = G q_{T_{\text{вых. 2}}}^r = 239\,500 \cdot 2\,170 = 520 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 144,4 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Величину Q_2 найдем следующим образом:

$$Q_2 = G_c c_p \Delta T_3$$

где G_c — количество сырья, кг/ч; c_p — теплоемкость газа, поступающего в реактор, кДж/(кг·К); ΔT_3 — перепад температуры потока в реакторе, К.

Количество сырья (табл. 3.56):

$$G_c = 72\,900 + 64\,900 = 137\,800 \text{ кг/ч}$$

Теплоемкость газа, поступающего в реактор [135]:

$$c_p = c_{pc} + c_{pg}$$

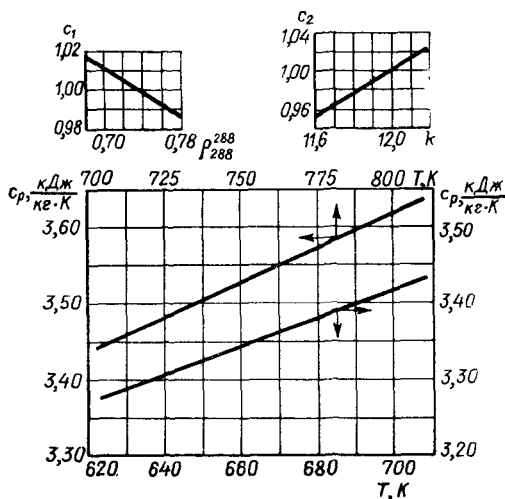
где c_{pc} — теплоемкость сырья, кДж/(кг·К); c_{pg} — теплоемкость циркулирующего газа, приведенная к теплоемкости сырья, кДж/(кг·К). Теплоемкость сырья [135]:

$$c_{pc} = c'_{pc} c_1 c_2$$

где c'_{pc} — теплоемкость сырья в зависимости от его температуры (рис. 3.21), кДж/(кг·К); c_1 , c_2 — поправки на теплоемкость в зависимости от относительной плотности ρ_{288}^{288} и характеристического фактора k сырья реактора (рис. 3.19).

Предварительным расчетом найдено, что относительная плотность сырья реактора равна $\rho_{288}^{288} = 0,74$, а средняя молекулярная масса $M = 112,9$. Тогда $k = 11,8$ (рис. 3.19).

Рис. 3.21. Зависимость теплоемкости сырья риформинга от температуры ($c_p \equiv c'_{pc}$)



При температуре $T_{вх.3} = 790$ К по рис. 3.21 имеем: $c'_{pc} = 3,61$ кДж/(кг·К); $c_1 = 1$; $c_2 = 0,976$.

Таким образом

$$c_{pc} = 3,61 \cdot 1 \cdot 0,976 = 3,52 \text{ кДж/(кг·К)}$$

Теплоемкость циркулирующего газа зависит от кратности его циркуляции n_r и плотности сырья при 288 К (рис. 3.22).

Плотность сырья при 288 К:

$$\rho_{288} = 1\,000 \rho_{288}^{288} = 1\,000 \cdot 0,74 = 740 \text{ кг/м}^3$$

Отношение

$$\frac{n_r}{\rho_{288}} = \frac{1\,500}{740} = 2,03$$

Содержание водорода в циркулирующем газе $H_2 = 78,5$ объемн. % (табл. 3.56).

Теплоемкость циркулирующего газа:

$$c_{p\Gamma} = c'_{p\Gamma} c_{1\Gamma}$$

где $c'_{p\Gamma}$ — теплоемкость циркулирующего газа в зависимости от отношения $\frac{n_{\Gamma}}{\rho_{288}}$ и концентрации водорода в газе.

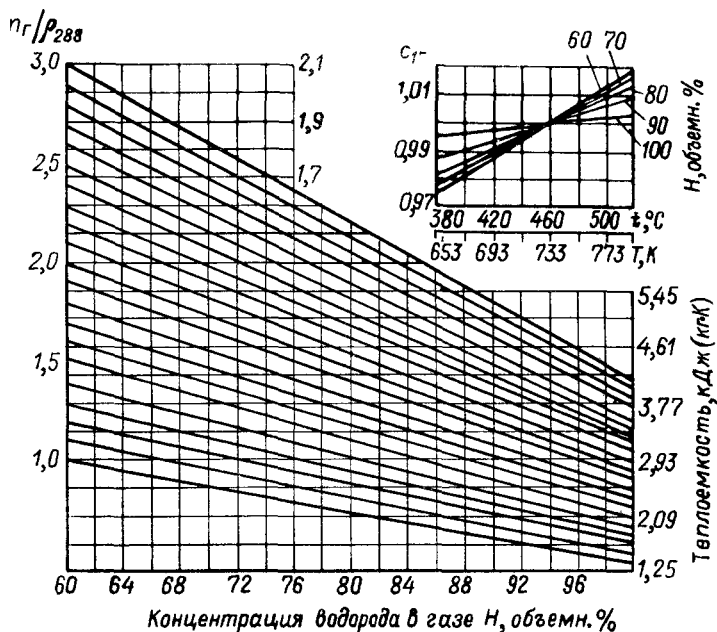


Рис. 3.22. Средняя массовая теплоемкость водородсодержащего газа, приведенная к теплоемкости сырья.

Из рис. 3.22 имеем:

$$c'_{p\Gamma} = 4,41 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К}); \quad c_{1\Gamma} = 1,02$$

Тогда

$$c_{p\Gamma} = 4,41 \cdot 1,02 = 4,5 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

а теплоемкость газа, поступающего в реактор

$$c_p = 3,52 + 4,5 = 8,02 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$$

Величину ΔT_3 рассчитаем по скорости изменения температуры в реакторе [119, с. 78]:

$$\frac{dT}{dv_{R3}} = \frac{dN_{H_2}}{dv_{R3}} \cdot \frac{q_p}{N_{\text{общ.}} c_p}$$

где q_p — тепловой эффект реакции, кДж/кг; $N_{\text{общ}}$ — общее количество газа, поступающего в реактор, кмоль/ч; c_p — теплоемкость газа, поступающего в реактор, кДж/(кмоль·К).

Величины тепловых эффектов реакций даны в табл. 3.57 [119].

Таблица 3.57

Уравнение реакции	Тепловой эффект реакций, кДж/кмоль H_2
$C_nH_{2n} \rightleftharpoons C_nH_{2n-6} + 3H_2$	$\pm 32\,180^*$
$C_nH_{2n} + H_2 \rightleftharpoons C_nH_{2n+2}$	$\pm 20\,020^*$
$C_nH_{2n} + \frac{n}{3} H_2 \rightarrow \frac{n}{15} (C_{11}H_{22} + C_6H_{14} + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$	$-23\,530$
$C_nH_{2n+2} + \frac{n-3}{3} H_2 - \frac{n}{15} (C_{11}H_{22} + C_6H_{14} + C_3H_8 + C_4H_{10} + C_5H_{12})$	$-25\,610$

* Знак плюс — при прямой реакции.

Для пересчета величины c_p в кДж/(кмоль·К) надо определить среднюю молекулярную массу M газового потока, поступающего в реактор (табл. 3.56):

$$M = 0,0402 \cdot 109,3 + 0,0341 \cdot 117,3 + (0,7850 + 0,1407) \cdot 7,2 = 15,1$$

Тогда

$$c_p = 8,02 \cdot 15,1 = 121 \text{ кДж/(кмоль} \cdot \text{К)}$$

$$\frac{dT}{dv_{R3}} = 0,002108 \frac{8,23 - 3}{3} (-25\,610) 99,5 =$$

$$= 0,0047 \text{ (кмоль/ч) сырья} \cdot \text{К/кг катализатора}$$

$$\Delta T_3 = 0,0047 v_{R3} = 0,0047 \cdot 38,5 = 0,18 \text{ К}$$

Таблица 3.58

Потоки	Температура, К	Количество, кг/ч	Энтальпия кДж/кг	Количество тепла, кВт
Приход				
Q_1	$T_{\text{вх. з}} = 790$	239 500	2 170	$144,4 \cdot 10^3$
Сумма	—	239 500	—	$144,4 \cdot 10^3$
Расход				
Q_2	—	—	—	$0,0492 \cdot 10^3$
Q_3	$T_{\text{вых. з}}$	239 500	$q_{T_{\text{вых. з}}}^r$	Q_3
Q_4	Принимается	—	—	$1,44 \cdot 10^3$
Сумма	—	239 500	—	$144,4 \cdot 10^3$

Количество тепла, которое выделяется при гидрокрекинге парафиновых углеводородов:

$$Q_2 = 137\,800 \cdot 8,02 \cdot 0,18 = 177\,000 \text{ кДж/ч} = \\ = 49,2 \text{ кВт} = 0,0492 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Величина теплопотерь:

$$Q_4 = 0,01 Q_1 = 0,01 \cdot 144,4 \cdot 10^3 = 1,44 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Тогда из теплового баланса реактора имеем (табл. 3.58):

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_4 = 144,4 \cdot 10^3 - \\ - 0,0492 \cdot 10^3 - 1,44 \cdot 10^3 = \\ = 142,9 \cdot 10^3 \text{ кВт}$$

Величина энтальпии продуктов реакции при температуре $T_{\text{вых. 3}}$ равна:

$$q_{T_{\text{вых. 3}}}^r = \frac{Q_3}{G} = \frac{142,9 \cdot 10^3 \cdot 3\,600}{239\,500} = \\ = 2\,147 \text{ кДж/кг}$$

Построив вспомогательный график (рис. 3.20) при двух ориентировочных значениях температур 783 К и 793 К, по величине энтальпии $q_{T_{\text{вых. 3}}}^r = 2147 \text{ кДж/кг}$ найдем температуру выхода потока из третьего реактора $T_{\text{вых. 3}} = 783 \text{ К}$.

Перепад температуры в реакторе равен

$$\Delta T_3 = T_{\text{вх. 3}} - T_{\text{вых. 3}} = \\ = 790 - 783 = 7 \text{ К}$$

Расхождение с полученным ранее числовым значением $\Delta T_3 = 0,18 \text{ К}$ объясняется неточностью графических построений (рис. 3.20) и принятием большого значения $Q_{\text{п}}$. Однако значение $\Delta T_3 = 7 \text{ К}$ является реальным и потому пересчета не делаем.

Основные размеры реактора. Диаметр реактора. По степени использования реакционного объема реакторы с радиальным потоком несколько уступают аксиальным реакторам. Схема аксиального реактора, изображенная на рис. 3.23, не

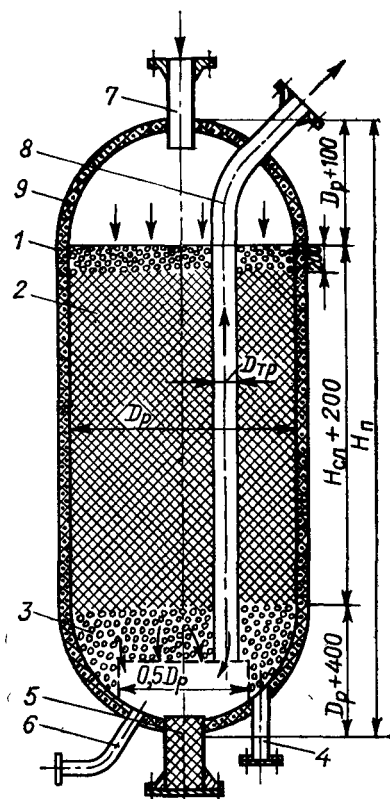


Рис. 3.23. Схема к расчету основных размеров реактора:

1 — корпус; 2 — катализатор; 3 — фарфоровые шарики; 4 — люк для выгрузки катализатора; 5 — люк; 6 — штуцер для эжекции газов; 7 — штуцер для входа сырья; 8 — штуцер для выхода продуктов реакции; 9 — футеровка

требует пояснений. Однако перепад давления в реакторах аксиального типа примерно в 2—2,5 раза больше, чем в реакторах с радиальным вводом сырья [118, с. 119]. Покажем особенность определения диаметра реактора аксиального типа.

Величину $[\Delta\pi_{\text{сл. з}}]$ примем для реактора установки риформинга равной (табл. 3.41):

$$[\Delta\pi_{\text{сл. з}}] = 0,5 \frac{0,435 \cdot 10^6}{n_p} = 0,5 \frac{0,435 \cdot 10^6}{3} = 72\,500 \text{ Па}$$

Далее

$$T_{\text{ср. з}} = \frac{T_{\text{вх. з}} + T_{\text{вых. з}}}{2} = \frac{790 + 783}{2} \approx 787 \text{ К}$$

$$\pi_{\text{ср. з}} = \frac{\pi_{p3} + \pi_{p3} - [\Delta\pi_{\text{сл. з}}]}{2} \approx \frac{3 \cdot 10^6 + 3 \cdot 10^6 - 72\,500}{2} = 2,96 \cdot 10^6 \text{ Па}$$

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 239\,500 \cdot 787 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3\,600 \cdot 15,1 \cdot 273 \cdot 2,96 \cdot 10^6} = 9,38 \text{ м}^3/\text{с}$$

Приняв величины $D_{p3} = 4,6 \text{ м}$, $D_{\text{тр}} = 0,35 \text{ м}$ (рис. 3.23), вычислим площадь поперечного сечения реактора, через которую проходит газ:

$$F = \frac{\pi(D_{p3}^2 - D_{\text{тр}}^2)}{4} = \frac{3,14(4,6^2 - 0,35^2)}{4} = 16,5 \text{ м}^2$$

Тогда

$$v_{k3} = \frac{G'_{k3}}{600} = \frac{46\,960}{600} = 77,25 \text{ м}^3$$

$$H_{\text{сл. з}} = \frac{v_{k3}}{F} \approx \frac{77,25}{16,5} = 4,68 \text{ м}$$

$$\omega = \frac{9,38}{16,5} = 0,57 \text{ м/с}$$

Допустимая скорость потока в аксиальных реакторах составляет 0,4—0,6 м/с [118, с. 165]. Как видно, скорость движения газового потока в реакторе находится в допустимых пределах.

Определим $\Delta\pi_{\text{сл. з}}$:

$$\frac{\Delta\pi_{\text{сл. з}}}{H_{\text{сл. з}}} = \frac{255(1 - 0,524)^{1,35}}{0,524^{0,29}} \cdot \frac{0,57^2 \cdot 6,788}{4,06 \cdot 10^{-3}} \cdot \left(\frac{4,84 \cdot 10^{-6}}{4,06 \cdot 10^{-3} \cdot 0,57} \right)^{0,35} = 7\,100 \text{ Па}$$

$$\Delta\pi_{\text{сл. з}} = 7\,100 H_{\text{сл. з}} = 7\,100 \cdot 4,68 = 33\,200 \text{ Па} \quad (< 72\,500 \text{ Па})$$

Высота реактора. Полная высота аппарата равна (см. рис. 3.23):

$$\begin{aligned} H_{p3} &= D_{p3} - 0,4 + H_{\text{сл. з}} + 0,2 + D_{p3} + 0,1 = \\ &= 4,6 - 0,4 + 4,68 + 0,2 + 4,6 + 0,1 = 13,78 \text{ м} \end{aligned}$$

Далее определяют диаметры штуцеров и по соответствующим нормам выбирают их размеры.

КОЖУХОТРУБЧАТЫЙ РЕАКТОР ПОЛИМЕРИЗАЦИИ

Рассчитать реактор полимеризации бутан-бутиленовой фракции (рис. 3.24) в присутствии катализатора (фосфорная кислота на кизельгуре) при следующих исходных данных: производительность реактора по сырью $G_c = 25\,000$ кг/ч; состав сырья приведен в табл. 3.59; температура на входе в реактор $T'_1 = 463$ К; давление в реакторе $\pi = 3,43 \cdot 10^6$ Па (35 ат).

Применение процесса полимеризации, его теория, технология и аппаратное оформление достаточно подробно рассмотрены в литературе [5, 83, 86, 89, 103, 112, 136, 137].

Ниже приводится технологический расчет кожухотрубчатого реактора для каталитической полимеризации бутан-бутиленовой фракции с целью получения полимербензина.

Исходными данными для расчета являются следующие: производительность реактора по сырью, состав сырья, рабочие условия — температура и давление в реакторе, фракционный состав полимербензина (по промышленным или лабораторным данным), глубина превращения (конверсии) олефинов при полимеризации (по опытным данным), производительность реакционного объема по сырью (объемная скорость питания), выбираемая по промышленным данным.

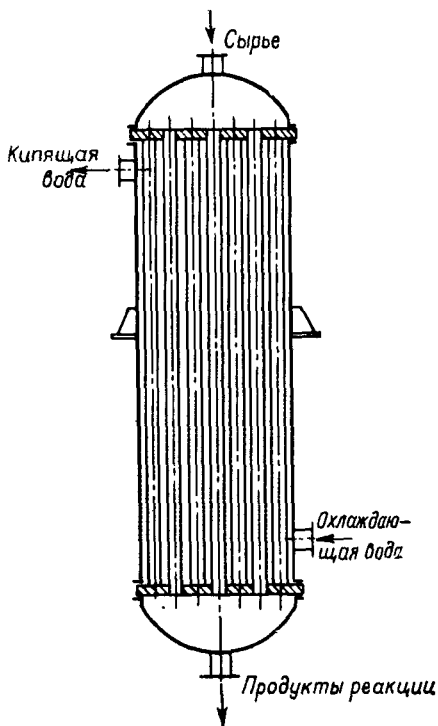


Рис. 3.24. Реактор полимеризации.

Таблица 3.59

Компоненты	C_3H_8	<i>изо</i> - C_4H_8	<i>н</i> - C_4H_8	C_4H_{10}	C_5H_{12}	Сумма
Содержание масс. %	1,9	10,7	24,5	61,9	1,0	100,0

Задачей расчета реактора полимеризации является определение количества продуктов полимеризации, основных размеров аппарата, числа аппаратов, количества тепла, отводимого из зоны реакции, количества хладагента, необходимого для снятия тепла.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА РЕАКТОРА ПОЛИМЕРИЗАЦИИ

1. Составляют материальный баланс процесса полимеризации. Расчет ведется по следующей схеме:

а) по известному часовому количеству и массовому составу исходного сырья рассчитывают мольный состав сырья, массовые и мольные часовые количества его компонентов;

б) по разгонке полимербензина находят его среднюю температуру кипения, а затем среднюю молекулярную массу и плотность (если она неизвестна из опытных данных);

в) по глубине превращения олефинов находят абсолютное количество полимербензина;

г) рассчитывают массовый и мольный составы продуктов реакции и их массовые и мольные часовые количества.

Все расчеты сводятся в таблицу материального баланса.

2. Составляют тепловой баланс реактора.

Из теплового баланса реактора определяют количество тепла, отводимого в течение 1 ч из зоны реакции. Расчет проводят по такой схеме:

а) определяют энтальпии сырья (на входе в реактор) и продуктов реакции (на выходе из реактора) с учетом давления в реакционной зоне;

б) принимают по опытным данным или рассчитывают по правилам термодинамики тепловой эффект полимеризации, а затем определяют часовое количество тепла, выделяющегося при образовании полимербензина;

в) из уравнения теплового баланса реактора находят количество тепла, отводимого из зоны реакции при помощи хладагента.

Все расчеты сводят в таблицу теплового баланса.

3. Определяют размеры реактора и количество реакторов.

Расчет проводят в таком порядке:

а) находят часовой объем сырья, поступающего в реактор;

б) определяют объем реакционного пространства;

в) принимая диаметр и длину трубок реактора и зная объем реакционного пространства, находят необходимое число трубок;

г) принимая число трубок в одном реакторе и зная общее число трубок, находят число реакторов (ближайшее большее целое число);

д) рассчитывают внутренний диаметр реактора;

е) конструктивно принимают высоту корпуса реактора.

4. Определяют количество хладагента. Для этого:

а) рассчитывают поверхность теплообмена одного реактора, зная размеры трубок и их число;

б) рассчитывают коэффициент теплопередачи от газов, движущихся в трубах, заполненных гранулированным катализатором, к кипящей воде, проходящей в межтрубном пространстве аппарата;

в) зная тепловую нагрузку поверхности теплообмена всех реакторов, величину их поверхности теплообмена и коэффициент теп-

лопередачи, из уравнения теплопередачи находят температурный напор в аппарате; по температурному напору и температуре газов в трубках определяют температуру хладагента, т. е. температуру кипящей воды, по температуре кипящей воды находят давление ее насыщенного пара и теплоту испарения (по таблицам),

г) по количеству отводимого из реакционной зоны тепла и теплоте испарения воды находят количество насыщенного водяного пара, образующегося в одном реакторе,

д) принимая по практическим данным долю воды, испаряющейся в корпусе (межтрубном пространстве) реактора, находят количество конденсата, которое следует подавать в один реактор за 1 ч

5. Определяют диаметры штуцеров для ввода сырья, вывода продуктов реакции, ввода и вывода конденсата водяного пара и по существующим нормам принимают их окончательные размеры

РАСЧЕТ

1. Материальный баланс полимеризации

Результаты разгонки промышленного полимербензина, полученного при давлении $3,43 \cdot 10^6$ Па, возьмем из литературных данных [138, с. 303] и сведем в табл. 3.60.

Таблица 3.60

Выкипает объемн. %	н. к.	10	30	50	70	90	к. к.
Температура К	305	334	366	378	398	457	488

Найдем среднюю температуру кипения полимербензина:

$$T_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{н.к.}} + T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90} + T_{\text{к.к.}}}{7} =$$

$$= \frac{305 + 334 + 366 + 378 + 398 + 457 + 488}{7} = 391 \text{ К}$$

По формуле Войнова определим молекулярную массу полимербензина:

$$M_{\text{п.б.}} = 52,63 - 0,246 T_{\text{ср}} + 0,0017 T_{\text{ср}}^2 =$$

$$= 52,63 - 0,246 \cdot 391 + 0,0017 \cdot 391^2 = 109$$

На основе данных табл. 3.59 можно рассчитать количество и состав сырья, поступающего в реактор. Для определения количеств и составов продуктов, выходящих из реактора, необходимо знать глубину превращения олефинов. При расчете промышленных реакторов следует пользоваться опытными данными. По литературным данным [139, стр. 353], при полимеризации смеси

углеводородов глубина превращения отдельных компонентов сырья равна (в масс. %):

Изобутилен 100

Нормальный бутилен 90—100

Результаты расчетов, т. е. материальный баланс полимеризации при принятых средних величинах глубины превращения компонентов, приведены в табл. 3.61.

Таблица 3.61

Компоненты	Молекулярная масса M_i	Приход				Глубина превра- щения масс. %	Расход			
		c_i , масс. %	количество		c'_i , мол. %		количество		x_i , масс. %	x'_i , мол. %
			кг/ч	кмоль/ч			кг/ч	кмоль/ч		
C_3H_8	44	1,9	475	10,8	2,46	—	475	10,80	1,90	2,96
изо- C_4H_{10}	56	10,7	2 665	47,8	10,92	100	—	—	—	—
н- C_4H_{10}	56	24,5	6 125	109,5	25,00	95	310	5,50	1,24	1,51
C_4H_{10}	58	61,9	15 475	266,5	60,85	—	15 475	266,50	61,90	73,27
C_5H_{12}	72	1,0	250	3,5	0,77	—	250	3,50	1,00	0,96
Полимербензин	109	—	—	—	—	—	8 490	77,70	33,96	21,30
Сумма	—	100,0	25 000	438,1	100,0	—	25 000	364,00	100,00	100,00

2. Тепловой баланс реактора

Уравнение теплового баланса реактора в общем виде:

$$Q_1 + Q_p = Q_2 + Q_n + Q_o$$

Левая часть уравнения отвечает приходу тепла (в кВт): Q_1 — с сырьем; Q_p — при образовании полимербензина.

Правая часть уравнения отвечает расходу тепла (в кВт): Q_2 — с продуктами реакции; Q_n — потери тепла в окружающую среду; Q_o — с хладагентом.

Энтальпии паров сырья и продуктов реакции определяем по формуле:

$$q_T = q_T^n - \Delta q$$

где q_T — энтальпия потока при его температуре и давлении $\pi = 3,43 \cdot 10^6$ Па, кДж/кг; q_T^n — энтальпия потока при его температуре и атмосферном давлении (приложение 3), кДж/кг; Δq — поправка на энтальпию паров, кДж/кг.

Обычно температура на выходе из реактора на 8—10 К выше температуры на входе в реактор [82, с. 218]; примем, что в нашем случае эта разница составляет 9 К. Тогда температура продуктов на выходе $T'_1 = 463 + 9 = 472$ К.

Для определения энтальпии потока при его температуре и атмосферном давлении необходимо знать относительную плотность

при температуре 288 К. Величину относительной плотности потоков можно рассчитать по формулам, имеющимся в литературе [44, с. 37, 39]. При этом нужно знать среднюю молекулярную массу сырья и продуктов реакции.

По данным табл. 3.61 определяем средние молекулярные массы сырья и продуктов реакции.

Сырье:

$$M_c = \sum M_i c'_i = 44 \cdot 0,0246 + 56 \cdot 0,1092 + 56 \cdot 0,25 + \\ + 58 \cdot 0,6085 + 72 \cdot 0,0077 \approx 57$$

Продукты реакции:

$$M_x = \sum M_i x'_i = 44 \cdot 0,0296 + 56 \cdot 0,0151 + 58 \cdot 0,7327 + \\ + 72 \cdot 0,0096 + 109 \cdot 0,213 = 68,5$$

Зная среднюю молекулярную массу сырья $M_c = 57$, найдем его относительную плотность по формуле Мамедова [44, с. 36]:

$$\rho_{277}^{293} = \frac{0,590M - 6,479}{0,693M + 7,581}$$

при этом

$$\rho_{288}^{288} \approx \rho_{277}^{293} + 5\alpha$$

Здесь α — средняя температурная поправка относительной плотности на один К, вычисляемая по формуле Кусакова:

$$\alpha = 0,001828 + 0,00132\rho_{277}^{293}$$

Величину средней молекулярной массы углеводородов следует подставлять в формулу Мамедова с округлением до целого числового значения.

После вычислений получим:

- 1) при $M_c = 57$, $\rho_{288}^{288} = 0,580$;
- 2) при $M_x = 68,5 \approx 69$, $\rho_{288}^{288} = 0,618$;
- 3) при $M_{п.г} = 109$, $\rho_{288}^{293} = 0,700$.

Для определения энтальпий сырья и продуктов реакции при их температурах и давлении $\pi = 3,43 \cdot 10^6$ Па необходимо знать поправки Δq на энтальпию паров.

Эти поправки равны:

$$\Delta q = \frac{4,187T\Phi}{M}$$

где T — температура потока, К; Φ — коэффициент, зависящий от приведенных и критических параметров соответствующего потока, определяется по графику [21, с. 118]; M — средняя молекулярная масса потока.

Приведенные температуры сырья и продуктов реакции:

$$T_r = \frac{T'_1}{T_{кр}}$$

где для сырья $T'_1 = 463$ К; для продуктов реакции $T'_1 = 472$ К $T_{кр}$ — соответственно критические температуры сырья и продуктов реакции.

Критические температуры сырья и продуктов реакции находим по формуле [44, с. 79]

$$T_{кр} = 355,1 + 0,97a - 0,00049a^2$$

$$a = (1,8T_s - 359)\rho_{288}^{283}$$

где T_s — среднемолекулярная температура кипения сырья и продуктов реакции, К; $\rho_{288}^{283} = 0,580$ — для сырья, $\rho_{288}^{283} = 0,618$ — для продуктов реакции и $\rho_{288}^{283} = 0,700$ — для полимербензина.

Среднемолекулярные температуры кипения сырья и продуктов реакции определяем по правилу аддитивности:

$$T_s = \sum T_i x'_i$$

где T_i — температура кипения i -го компонента, К; x'_i — мольная доля этого компонента

Результаты расчетов по этому уравнению приведены в табл. 3.62 Из нее следует, что среднемолекулярная температура кипения сырья (при нормальном давлении) равна $-272,18$ К, а продуктов реакции $+296,9$ К.

Таблица 3.62

Компоненты	Состав x'_i , мол доли		Температура кипения T_i К	$x'_i T_i$	
	сырья	продуктов реакции		для сырья	для продуктов реакции
C_3H_8	0,0246	0,0296	-230,9	-1,037	-1,247
изо- C_4H_{10}	0,1092	—	-266,75	-0,682	—
н- C_4H_{10}	0,2500	0,0151	+276,72	+0,930	+0,056
C_4H_{10}	0,6085	0,7327	-272,5	-0,304	-0,367
C_5H_{12}	0,0077	0,0096	+309,07	+0,270	+0,337
Полимербензин	—	0,2130	+118,00	—	+25,120
Сумма	1,0000	1,0000	—	-0,823	+23,903
Средняя температура кипения, К	—	—	—	-272,18	+296,9

Данные по определению критических и приведенных температур представлены в табл. 3.63.

Таблица 3.63

Потоки	Температура		Давление	
	критическая $T_{кр}$, К	приведенная T_r	критическое $P_{кр}$ 10^{-6} , Па	приведенное P_r
Сырье	426	1,09	3,63	0,95
Продукты реакции . .	460,3	1,02	3,35	1,02

Приведенные давления сырья и продуктов реакции находим по формуле

$$\pi_r = \frac{\pi}{P_{кр}}$$

где $\pi = 3,43 \cdot 10^6$ Па, $P_{кр}$ — соответственно критические давления сырья и продуктов реакции, определяемые по графику [21, с 31] в зависимости от средних молекулярных масс потоков

Результаты расчетов критических и приведенных давлений также приведены в табл 3 63

Расчет величин Δq для сырья и продуктов реакции дан в табл 3 64

Таблица 3.64

Потоки	M_t	T, K	Φ	$T\Phi$	$\Delta q, \text{кДж/кг}$
Сырье	57,0	463	2,45	1135	83,3
Продукты реакции	68,5	472	4,60	2162	132,8

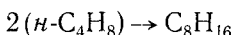
Данные по определению q_T для сырья и продуктов реакции представлены в табл 3 66

Для составления теплового баланса реактора необходимо знать величину теплового эффекта реакции Процесс полимеризации протекает с выделением примерно 837—1215 кДж тепла на 1 кг полимербензина [89, с 271] Можно также рассчитать тепловой эффект реакции по закону Гесса Теплота сгорания [140, с 28] полимеризующихся *н*-C₄H₈ и *изо* C₄H₈, а также образующегося C₈H₁₆ приведены в табл 3 65

Таблица 3.65

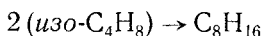
Углеводороды	Теплота сгорания при 29° К кДж/моль
<i>н</i> -C ₄ H ₈	2720
<i>изо</i> -C ₄ H ₈	2706
C ₈ H ₁₆	5355

Тепловой эффект при полимеризации бутилена по схеме



$$q_{p1} = 2 \quad 2720 - 5355 = 85 \text{ кДж/моль}$$

а при полимеризации изобутилена по схеме



$$q_{p2} = 2 \quad 2706 - 5355 = 57 \text{ кДж/моль}$$

На образование 8490 кг полимербензина расходуется 5815 кг *н*-C₄H₈ и 2675 кг *изо*-C₄H₈ (табл 3 61) или соответственно 68,5,

31,5 мол.%. Средний тепловой эффект реакции полимеризации:

$$q_p = 85 \cdot 0,685 + 57 \cdot 0,315 = 76,1 \text{ кДж/моль}$$

В пересчете на 1 кг полимербензина:

$$q_p = \frac{76,1 \cdot 1000}{M_{п.б}} = \frac{76,1 \cdot 1000}{109} = 696 \text{ кДж/кг}$$

Примем с учетом опытных данных $q_p = 837 \text{ кДж/кг}$. Тогда количество тепла, выделившегося при образовании полимербензина:

$$Q_p = \frac{G_{п.б} q_p}{3600} = \frac{8490 \cdot 837}{3600} = 1976 \text{ кВт}$$

где $G_{п.б}$ — количество образовавшегося полимербензина, кг/ч.

Количество тепла Q_0 , которое необходимо отводить при помощи хладагента, определяем из уравнения теплового баланса реактора:

$$Q_0 = Q_1 + Q_p - (Q_2 + Q_n)$$

Результаты подсчета величины Q_0 приведены в табл. 3.66.

Таблица 3.66

Потоки	Количество, кг/ч	Температура К	Энтальпия, кДж/кг		Обозначение теплового потока	Количество тепла, кВт
			при атмосферном давлении	при давлении $p = 3,43 \cdot 10^6 \text{ Па}$		
Приход	25025	478				
Сырье	25000	468	775	691,7	Q_1	4 805
Тепловой эффект реакции	25035	—	—	—	Q_p	1 976
Сумма	25000	—	—	—		6 781
Расход						
Продукты реакции	25025	490	786	653,2	Q_2	4 534
Потери тепла	25000	475	—	—	Q_n	200
Хладагент	—	Принимаются по разности	—	—	Q_0	2 047
Сумма	25000	—	—	—		6 781

3. Размеры реактора и количество реакторов

Внутренний диаметр D_b реактора, представляющего собой кожухотрубчатый теплообменник, определяется с учетом размещения труб в решетке (рис. 3.25) по треугольнику (или шестиугольнику):

$$D_b = S(b - 1) + d_n + 2\kappa$$

где S — расстояние между осями трубок, м; b — число трубок, расположенных на диагонали наибольшего шестиугольника; d_n — наружный диаметр трубок, м; κ — кольцевой зазор между крайними

трубками и корпусом, принимаемый по конструктивным соображениям не менее 0,006 м.

При компоновке труб в пучке принимается шаг трубок $S = (1,3 \div 1,5)d_n$. Вертикальные трубчатые реакторы полимеризации имеют 127 или 187 трубок диаметром 0,05—0,06 м и длиной 6—9 м [137].

Примем трубки наружным диаметром $d_n = 0,06$ м, внутренним диаметром $d_v = 0,05$ м и длиной $l = 9$ м. Также примем расстояние между осями трубок $S = 1,3d_n = 1,3 \cdot 0,06 = 0,078$ м, а число трубок $Z = 187$.

Число трубок, расположенных на диагонали наибольшего шестиугольника, определим по формуле:

$$b = 2a - 1$$

где a — число трубок на стороне наибольшего шестиугольника.

Связь между числом трубок на стороне наибольшего шестиугольника и общим числом трубок Z дается соотношением:

$$Z = 3a(a - 1) + 1$$

откуда при $Z = 187$ получим:

$$a = 8; \quad b = 2 \cdot 8 - 1 = 15$$

Тогда

$$D_v = 0,078(15 - 1) + 0,06 + 2\kappa = 1,152 + 2\kappa$$

Округлив внутренний диаметр аппарата до величины $D_v = 1,2$ м, найдем $\kappa = 0,024$ м.

Высота корпуса в промышленных реакторах при длине трубок $l = 9$ м составляет $H_k \approx 11$ м.

Определим объемное количество сырья, поступающего в реактор в 1 ч, по формуле:

$$v_c = \frac{G_c}{\rho_c}$$

где G_c — производительность реактора по сырью, кг/ч; ρ_c — плотность сырья в жидком виде при $T'_1 = 463$ К кг/м³.

Таким образом

$$v_c = \frac{25\,000}{404} = 61,8 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объем реакционного пространства найдем по соотношению:

$$v_{\text{реакц}} = \frac{v_c}{n_v}$$

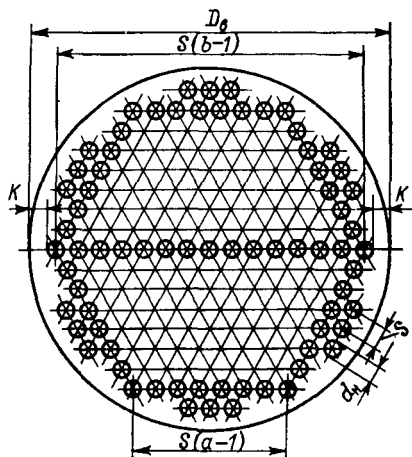


Рис. 3.25. Схема размещения трубок в решетке.

где n_v — объемная скорость (объемное количество сырья, приходящееся на единицу объема катализатора в единицу времени), $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$.

Оптимальное значение объемной скорости лежит между 3—5,5 $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$ из расчета на жидкое сырье. Стремлением получить целое расчетное число реакторов объясняем принятие $n_v = 4,67 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$

Тогда

$$v_{\text{реакт}} = \frac{61,8}{4,67} = 13,23 \text{ м}^3$$

Необходимое число трубок:

$$n_{\text{тр}} = \frac{v_{\text{реакт}}}{v_{\text{тр}}}$$

где $v_{\text{тр}}$ — объем внутреннего пространства одной трубки, равный

$$v_{\text{тр}} = \frac{\pi d_{\text{в}}^2}{4} l = \frac{3,14 \cdot 0,05^2}{4} \cdot 9 = 0,01767 \text{ м}^3$$

Следовательно

$$n_{\text{тр}} = \frac{13,23}{0,01767} = 748$$

Определяем число реакторов:

$$N = \frac{n_{\text{тр}}}{Z} = \frac{748}{187} = 4$$

4. Количество хладагента

Чтобы не допустить перегрева и снижения активности катализатора, в межтрубное пространство вводится водяной конденсат, который, частично испаряясь, снимает избыточное тепло реакции. Необходимое количество водяного конденсата:

$$G_{\text{в.к}} = \frac{G_{\text{в.п}}}{0,2}$$

где $G_{\text{в.п}}$ — количество водяного пара, образующегося в реакторе, кг/ч ; 0,2 — принятая, исходя из практических данных, доля испаряемого водяного конденсата.

Количество водяного пара, образующегося в реакторе:

$$G_{\text{в.п}} = \frac{3600 Q_0}{N r}$$

где r — теплота парообразования насыщенного водяного пара.

Для определения величины r необходимо знать температуру кипения воды в межтрубном пространстве:

$$T_{\text{к}} = T_{\text{ср}} - \Delta T$$

где $T_{\text{ср}}$ — средняя температура в зоне реакции, K ; ΔT — разность между средней температурой в зоне реакции и температурой кипения воды в межтрубном пространстве, K .

Средняя температура в зоне реакции равна:

$$T_{\text{ср}} = \frac{T_1' + T_1''}{2} = \frac{463 + 472}{2} = 468 \text{ К}$$

Разность между средней температурой потока газов, движущихся в трубах и температурой кипения воды в межтрубном пространстве определяется по формуле:

$$\Delta T = \frac{1000 Q_0}{N k F_1} = \frac{q}{k}$$

где k — коэффициент теплопередачи, Вт/(м² · К); F_1 — поверхность теплообмена одного реактора, м², q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м².

Коэффициент теплопередачи:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\sigma_1}{\lambda_1} + \frac{\sigma_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{\sigma_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

где α_1 — коэффициент теплоотдачи от газов, движущихся через слой гранулированного катализатора в трубках, к стенкам трубок, Вт/(м² · К); $\frac{\sigma_1}{\lambda_1} = 0,0006 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$ — тепловое сопротивление загрязнения внутренней поверхности трубок, — принимается как для светлых нефтепродуктов (Приложение 5); $\delta_{\text{ст}} = 0,005 \text{ м}$ — толщина стенки трубы; $\lambda_{\text{ст}} = 58,2 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ — коэффициент теплопроводности стальных трубок; $\frac{\sigma_2}{\lambda_2} = 0,000073 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$ — тепловое сопротивление загрязнения наружной поверхности трубок, — принимается как величина, средняя для водяного конденсата и водяного пара (Приложение 5); α_2 — коэффициент теплоотдачи к кипящей воде, Вт/(м² · К).

Процессу теплообмена в неподвижном слое частиц посвящено значительное число работ [71, с. 273; 141—144], результаты которых значительно отличаются. Известно, что коэффициент теплопередачи в полимеризаторах трубчатого типа составляет 116—232 Вт/(м² · К) при температуре кипения воды на 10—15 К ниже средней температуры реакции [103, с. 327]. Рассчитаем коэффициент теплоотдачи α_1 по эмпирической зависимости Бика [71, с. 273]:

$$\alpha_1 = u c_p (2,58 \text{ Re}^{-2/3} \text{ Pr}^{-2/3} + 0,094 \text{ Re}^{-1/3} \text{ Pr}^{-3/5})$$

где u — массовая скорость реагирующей смеси, отнесенная к единице поперечного сечения трубок реактора, кг/(м² · с); c_p — средняя теплоемкость реагирующей смеси, Дж/(кг · К); Re — критерий Рейнольдса; Pr — критерий Прандтля.

Массовая скорость реагирующей смеси

$$u = \frac{4G}{3600 N \pi d_B^2} = \frac{4 \cdot 25000}{3600 \cdot 4 \cdot 187 \cdot 3,14 \cdot 0,05^2} = 4,71 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$$

Среднюю теплоемкость реагирующей смеси рассчитаем по известному составу продуктов реакции (табл. 3.61). При этом данные о теплоемкости углеводородов берутся из справочников, а теплоемкость полимербензина может быть рассчитана по формуле:

$$c_p = \frac{4 - \rho_{288}^{288}}{6450} (7532 T_{cp} + 0,88 \cdot 10^6) =$$

$$= \frac{4 - 0,700}{6450} (7532 \cdot 468 + 0,88 \cdot 10^6) = 2233 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$$

Расчет средней теплоемкости реагирующей смеси приведен в табл. 3.67.

Таблица 3.67

Компоненты	Состав x'_i , мол. доли	Теплоемкость, Дж/(кг К)	
		c_{pi}	$c_{pi} x'_i$
C_3H_8	0,0296	2015	59,6
$n-C_4H_{10}$	0,0151	1895	28,6
C_4H_{10}	0,7327	2027	1486,0
C_5H_{12}	0,0096	2023	19,4
Полимербензин . . .	0,2130	2233	475,4
Сумма	1,0000	—	2069,0

Критерий Рейнольдса

$$Re = \frac{w d_n}{\nu}$$

где w — скорость газа в свободном сечении трубы (фиктивная скорость газа), м/с; d_n — диаметр гранул катализатора, м; ν — кинематическая вязкость газа, м²/с.

Скорость газа в свободном сечении трубы:

$$w = \frac{4v_{сек}}{N Z \pi d_n^2}$$

Здесь $v_{сек}$ — объемный расход газа, м³/с:

$$v_{сек} = \frac{22,4 G_c T_{cp} z_{сж} \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3600 M_{cp} \cdot 273 \pi}$$

где $z_{сж}$ — коэффициент сжимаемости газа; M_{cp} — средняя молекулярная масса газа в реакторе.

При средней приведенной температуре в реакторе $T_{r, cp} = \frac{1,09 + 1,02}{2} \approx 1,05$ и среднем приведенном давлении $\pi_{cp} = \frac{0,95 + 1,02}{2} \approx 0,99$ коэффициент сжимаемости $z_{сж} = 0,6$ [44, с. 83].

Средняя молекулярная масса газа в реакторе:

$$M_{\text{ср}} = \frac{M_{\text{с}} + M_{\text{x}}}{2} = \frac{57 + 68,5}{2} \approx 62,8$$

Тогда:

$$v_{\text{сек}} = \frac{22,4 \cdot 25\,000 \cdot 468 \cdot 0,6 \cdot 0,1 \cdot 10^6}{3\,600 \cdot 62,8 \cdot 273 \cdot 3\,43 \cdot 10^6} = 0,073 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$w = \frac{4 \cdot 0,073}{4 \cdot 187 \cdot 3\,14 \cdot 0,05^2} = 0,05 \text{ м/с}$$

Для нешарообразных гранул катализатора диаметр $d_{\text{г}}$ принимают равным диаметру шара поверхностью, равной средней поверхности гранул катализатора [8, с 135].

$$d_{\text{г}} = \frac{\sqrt{F_{\text{г}}}}{\pi}$$

где $F_{\text{г}}$ — поверхность гранулы катализатора, м^2

Гранулы катализатора имеют форму цилиндриков диаметром $d = 0,04 \text{ м}$ и высотой $h = 0,006 \text{ м}$.

Тогда

$$\begin{aligned} F_{\text{г}} &= \pi d h + 2 \frac{\pi d^2}{4} = \pi d \left(h + \frac{d}{2} \right) = \\ &= 3,14 \cdot 0,004 \left(0,006 + \frac{0,004}{2} \right) = 0,0001 \text{ м}^2 \end{aligned}$$

$$d_{\text{г}} = \frac{\sqrt{0,0001}}{3,14} = 3,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}$$

Кинематическую вязкость газа примем при $T_{\text{ср}} = 468 \text{ К}$ равной кинематической вязкости бутана $\nu = 7 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Подставив в формулу для критерия Рейнольдса числовые значения величин, получим

$$\text{Re} = \frac{0,05 \cdot 3,2 \cdot 10^{-3}}{7 \cdot 10^{-6}} = 23$$

Для потока, проходящего через трубы, заполненные катализатором $\text{Re} = 7 \div 200$ [143]

Критерий Прандтля

$$\text{Pr} = \frac{c_p \mu}{\lambda}$$

где $c_p = 2069 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ — средняя теплоемкость реагирующей смеси; μ — динамическая вязкость, $\text{Па} \cdot \text{с}$; λ — коэффициент теплопроводности газа, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$

Динамическая вязкость реагирующей смеси:

$$\mu = \nu \rho$$

где ρ — плотность газа, равная

$$\rho = \frac{G_{\text{с}}}{v_{\text{сек}}} = \frac{25\,000}{3\,600 \cdot 0,073} = 95,1 \text{ кг/м}^3$$

Тогда

$$\mu = 7 \cdot 10^{-6} \cdot 95,1 = 665,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Примем коэффициент теплопроводности газа в реакторе при $T_{\text{ср}} = 468 \text{ К}$ приблизительно равным коэффициенту теплопроводности бутана $\lambda = 0,0365 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$.

Подставив в формулу для критерия Прандтля числовые значения величин, получим:

$$\text{Pr} = \frac{2069 \cdot 665,5 \cdot 10^{-6}}{0,0365} = 37,8$$

Таким образом

$$\begin{aligned} \alpha_1 &= 4,71 \cdot 2069 (2,58 \cdot 23^{-2/3} \cdot 37,8^{-2/3} + 0,094 \cdot 23^{-1/3} \cdot 37^{-3/8}) = \\ &= 326,5 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)} \end{aligned}$$

Коэффициент теплоотдачи к кипящей воде рассчитаем по формуле:

$$\alpha_2 = 0,352 \pi^{0,176} q^{0,7}$$

где $\pi = 3,43 \cdot 10^6 \text{ Па}$ — давление в реакторе; q — удельная тепловая нагрузка, Вт/м^2 .

Поверхность теплообмена одного реактора равна:

$$F_1 = \pi d_b l Z = 3,14 \cdot 0,05 \cdot 9 \cdot 187 = 264,5 \text{ м}^2$$

Тогда

$$q = \frac{1000 Q_0}{N F_1} = \frac{1000 \cdot 2047}{4 \cdot 264,5} = 1936 \text{ Вт/м}^2$$

Подставив в формулу для расчета коэффициента α_2 числовые значения величин, получим:

$$\alpha_2 = 0,352 (3,43 \cdot 10^6)^{0,176} \cdot 1936^{0,7} = 993 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Коэффициент теплопередачи равен:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{326,5} + 0,0006 + \frac{0,005}{58,2} + 0,000073 + \frac{1}{993}} = 207,2 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Разность между средней температурой потока газов в трубках и температурой кипения воды в межтрубном пространстве равна:

$$\Delta T = \frac{1936}{207,2} = 9,4 \text{ К} \approx 10 \text{ К}$$

Температура кипения воды:

$$T_{\text{к}} = 468 - 10 = 458 \text{ К}$$

Насыщенному водяному пару такой температуры соответствует давление $\pi_{\text{н}} = 1,13 \cdot 10^6 \text{ Па}$ и теплота парообразования $r = 1996 \text{ кДж/кг}$.

Количество водяного пара:

$$G_{\text{в.п.}} = \frac{3600 \cdot 2047}{4 \cdot 1996} = 923 \text{ кг/ч}$$

Количество водяного конденсата:

$$G_{в.к} = \frac{923}{0,2} = 4615 \text{ кг/ч}$$

Далее следует подсчитать диаметр штуцеров для ввода и вывода газа и конденсата водяного пара и принять их окончательные размеры по существующим нормам.

ГОРИЗОНТАЛЬНЫЙ РЕАКТОР АЛКИЛИРОВАНИЯ

Рассчитать горизонтальный реактор каскадного типа для алкилирования изобутана бутан-бутиленовой фракцией в присутствии серной кислоты.

Производительность реактора 15 000 кг/ч сырья, состав которого приводится в табл. 3.68.

Таблица 3.68

Показатели	Компоненты						Сумма
	C ₃ H ₈	C ₃ H ₈	C ₄ H ₈	изо-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	
Молекулярная масса . .	42	44	56	58	58	72	—
Количество:							
кг/ч	90	240	4195	5515	4765	195	15 000
масс. %	0,6	1,6	28	36,8	31,8	1,2	100

Особенности работы и конструктивное оформление горизонтального секционированного (каскадного) реактора алкилирования рассмотрены в литературе [5, 83, 89, 112, 136, 145]. Научные основы секционирования реакционных аппаратов изложены в книге [146].

Исходными данными для расчета являются производительность реактора по исходному сырью, состав сырья, а также принимаемые на основе промышленных или лабораторных данных: температура реакции, мольное отношение изопарафин/олефин, объемное отношение катализатор/углеводороды в реакционной системе, число секций в реакторе и снижение концентрации катализатора в каждой секции.

Задачей расчета реактора является определение выходов алкилата и тепловых нагрузок каждой секции, давления в системе, размеров реактора и мешалки, мощности электродвигателя.

ПОСЛЕДОВАТЕЛЬНОСТЬ РАСЧЕТА РЕАКТОРА

1. Определяют часовое количество изобутана, подаваемое в реактор.

2. Определяют состав сырья, подаваемого в реактор, с учетом избыточного изобутана.

3. При расчете секций реактора принимают: а) пропилен, пропан, n-бутан, пентан в реакцию не вступают, б) вся масса

олефинов (алкенов) вступает в реакцию алкилирования, образуя соответствующее количество алкилата.

4. Расчет первой секции.

а. Принимают температуру реакции, одинаковую для всех секций.

б. Определяют количество углеводородного сырья, подаваемого в каждую из секций, в том числе и в первую. Исходное сырье в каждую секцию подается в равных количествах. В первую секцию

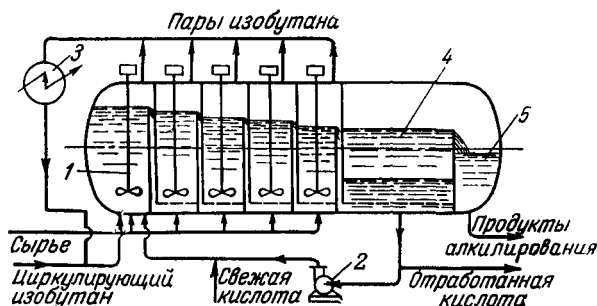


Рис 3.26. Горизонтальный реактор алкилирования:
1 — смеситель; 2 — насос; 3 — конденсатор; 4 — отстойник
кислоты; 5 — аккумулятор алкилата.

поступает весь циркулирующий изобутан и вся масса серной кислоты (рис. 3.26).

По плотности компонентов загрузки при принятой температуре реакции находят часовой объем каждого из них и суммарный объем.

Принимают в рекомендуемых пределах объемное отношение катализатор/углеводороды и определяют часовой объем кислоты и ее массу.

Состав загрузки первой секции дается в таблице.

в. Рассчитывают количество образовавшегося в первой секции алкилата и количество свежего изобутана, не вошедшего в реакцию.

г. Определяют углеводородный состав потока, покидающего первую секцию и приводят его в таблице.

д. Определяют тепловую нагрузку первой секции.

Для этого по экспериментальным данным принимают теплоту реакции, а также, полагая, что тепло реакции алкилирования составляет примерно 80% от тепловой нагрузки секции, рассчитывают последнюю.

е. Определяют давление в секции и принимают его одинаковым для всего реактора. Давление находят по уравнению изотермы жидкой фазы, записанному для системы, находящейся в первой секции. При этом серную кислоту следует считать практически нелетучим компонентом.

ж. Рассчитывают количество углеводов, испаряющихся в секции за счет тепла реакции алкилирования. Наряду с известными методами расчета однократного испарения, с целью некоторого упрощения, можно принять, что весь теплосъем в секции будет происходить за счет полного испарения пропан-пропиленовой фракции и частичного испарения изобутана. Из уравнения теплового баланса процесса однократного испарения определяют количество испаряющегося изобутана.

з. На основе промышленных данных принимают величину объемной скорости питания секции олефинами и, зная часовой объем последних, находят объем кислоты в секции. Затем определяют объем углеводов в секции и суммарный объем смеси.

и. По объему смеси кислоты и углеводов в секции и часовому объему всей ее загрузки определяют продолжительность контакта в первой секции.

к. Задаваясь коэффициентом заполнения, находят полный объем первой секции. Принимают длину секции и рассчитывают диаметр реактора. Если он получается нестандартным, берут ближайшее большее стандартное его значение.

5. Расчет второй секции.

а. Определяются массовое и объемное количества компонентов загрузки для второй секции и суммарная величина загрузки с учетом изменения плотности серной кислоты от ее концентрации.

Рассчитывается отношение объемов кислоты и углеводов в секции.

б. Находят тепловую нагрузку секции и количество испаряющихся в ней углеводов. Определения ведутся так же, как для первой секции.

в. Находят время пребывания смеси (продолжительность контакта), объем кислоты, объем углеводов и объемную скорость питания для второй секции.

6 Расчеты третьей, четвертой и пятой секций делаются по аналогии с расчетом второй секции.

7. Составляется (в виде таблицы) материальный баланс всего реактора.

8. Определяется мольное отношение изобутан/олефин для каждой секции реактора.

9. Определяют объемное количество смеси на выходе из последней секции реактора и, задаваясь временем отстоя, находят объем, а затем длину отстойной зоны.

10. Определяют общую длину реактора и его объем. Если длина аппарата получается чрезмерно большой, следует сократить длину секции или увеличить объемную скорость питания, не выходя за пределы рекомендуемых величин.

11. Выбирают тип мешалки и определяют ее основные размеры. Находят обычными методами мощность электроприводов смесителей и кислотного насоса.

РАСЧЕТ

Для получения относительно большого количества высококачественного алкилата и нормальной работы реактора требуется избыток изобутана. Поэтому мольное отношение изобутан/олефин (бутилен) необходимо поддерживать в пределах от 6:1 до 10:1 [82, стр. 236]. Чем выше это отношение, тем выше выход алкилата. Примем отношение изобутан/олефин равным 9:1. Тогда количество изобутана, которое необходимо подать в реактор:

$$G_{\text{и}} = 9G_{\text{о}} \frac{M_{\text{и}}}{M_{\text{о}}}$$

где $G_{\text{о}}$ — количество олефина (бутилена) в исходном сырье, кг/ч; $M_{\text{и}}$, $M_{\text{о}}$ — молекулярная масса, соответственно, изобутана и олефина.

Получим:

$$G_{\text{и}} = 9 \cdot 4195 \frac{58}{56} = 39\,120 \text{ кг/ч}$$

Состав сырья, подаваемого в реактор, с учетом избыточного изобутана приведен в табл. 3.69.

Таблица 3.69

Показатели	Компоненты						Сумма
	C_3H_8	C_3H_8	C_4H_8	изо- C_4H_{10}	н- C_4H_{10}	C_5H_{12}	
Количество:							
кг/ч	90	240	4 195	39 120	4 765	195	48 605
масс. %	0,165	0,494	8,63	80,5	9,81	0,401	100

Алкилирование осуществляется в реакторе, реакционная зона которого состоит из пяти ($N = 5$) последовательных и равных по размерам секций. Реактор совмещен с отстойной зоной для кислоты (рис. 3.26). Исходное сырье (табл. 3.68) подается в секции параллельно и в равных количествах, а циркулирующие изобутан и катализатор — последовательно. Во вторую и последующие секции вместе с катализатором и циркулирующим изобутаном подаются продукты реакции и непрореагировавшие углеводороды.

На основе промышленных данных [112, с. 198] примем для первой секции реактора отношение объемов подаваемых в нее кислоты и углеводородов $\alpha = 1,2$. Как будет показано в расчете это отношение от секции к секции будет увеличиваться.

В процессе алкилирования применяется 97%-ная серная кислота, которая обрабатывается до 90%-ной концентрации, считая на моногидрат — H_2SO_4 . В табл. 3.70 приведено принятое в расчете снижение концентрации кислоты по секциям реактора.

Таблица 3.70

Секции	Снижение концентрации кислоты, % H ₂ SO ₄	Средняя концентрация, % H ₂ SO ₄
1	97—96 = 1	96,5
2	96—94,5 = 1,5	95,25
3	94,5—93 = 1,5	93,75
4	93—91,5 = 1,5	92,25
5	91,5—90 = 1,5	90,75

В промышленной практике реакция алкилирования изопарафинов олефинами осуществляется при температуре 275—283 К [104, с. 85]. Примем в нашем случае температуру реакции $T = 278$ К. Будем считать, что углеводороды и кислота загружаются в реактор также при температуре $T = 278$ К. В дальнейшем при расчете всех секций реактора будем полагать, что: 1) пропилен, пропан, *n*-бутан и пентан, находящиеся в сырье, в реакцию не вступают, поэтому их количества в процессе остаются неизменными; 2) вся масса олефинов вступает в реакцию алкилирования, образуя соответствующее количество алкилата.

1. Расчет первой секции

Материальный баланс. Согласно схеме работы реактора (рис. 3.26), во все его пять секций исходное сырье (табл. 3.68) поступает параллельными и равными потоками. Поэтому в первую секцию подается всего изобутана:

$$G_{н1} = G_n - \frac{4}{5} G_{ис} = 39\,120 - \frac{4}{5} 5515 = 34\,708 \text{ кг/ч}$$

где $G_{ис} = 5515$ кг/ч — масса изобутана в исходном сырье (табл. 3.68).

Количество поступающего в первую секцию циркулирующего изобутана:

$$G_{иц1} = G_{и1} - \frac{G_{ис}}{5} = 34\,708 - \frac{5515}{5} = 33\,605 \text{ кг/ч}$$

или

$$G_{иц1} = G_n - G_{ис} = 39\,120 - 5515 = 33\,605 \text{ кг/ч}$$

Состав загрузки первой секции реактора дается в табл. 3.71.

Так как плотность серной кислоты зависит от концентрации, то в дальнейшем при определении ее объема следует пользоваться графиком (рис. 3.27) [49, с. 503] и табл. 3.70.

Определим состав углеводородной массы, выходящей из первой секции. Согласно уравнению основной реакции алкилирования

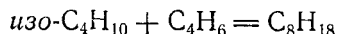


Таблица 3.71

Компоненты загрузки	Плотность при 278 К, кг/м ³	M _i	Количество		
			кг/ч	м ³ /ч	кмоль/ч
C ₃ H ₆	627,3	42	18	0,0287	0,43
C ₃ H ₈	597,9	44	48	0,0803	1,09
C ₄ H ₈	642	56	839	1,3	15
изо-C ₄ H ₁₀ (свежий)	575,3	58	1103	1,92	19
изо-C ₄ H ₁₀ (рециркулят)	575,3	58	33 605	58,4	579,4
n-C ₄ H ₁₀	595	58	953	1,61	16,5
C ₅ H ₁₂	641	72	39	0,061	0,54
Сумма	—	—	36 605	63,4	631,96
Катализатор	1820	—	138 502	76,1	—
Всего	—	—	175 107	139,5	—

в нее вступает 15 кмоль/ч олефина и такое же число кмоль/ч свежего изобутана (табл. 3.71). Поэтому выход алкилата составит *

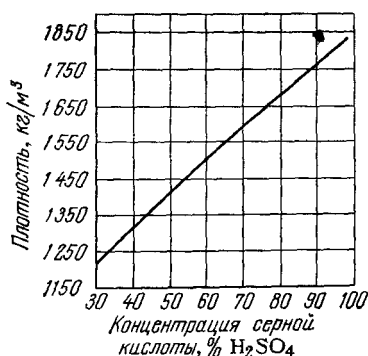


Рис. 3.27. График для определения плотности кислоты.

$$G_{ал.1} = 839 + 15 \cdot 58 = 839 + 870 = 1709 \text{ кг/ч}$$

При этом количество свежего изобутана, не вошедшего в реакцию (отработанного)

$$G_{но1} = 1103 - 870 = 233 \text{ кг/ч}$$

или

$$G'_{но} = 19 - 15 = 4 \text{ кмоль/ч}$$

В табл. 3.72 приведен состав углеводородов, покидающих первую секцию.

Тепловая нагрузка первой секции. Все внешние и внутренние материальные потоки реактора, по ранее принятому условию, имеют температуру $T = 278 \text{ К}$, поэтому тепловую нагрузку секции, без ущерба для точности расчета, принимаем равной теплу, которое выделяется в процессе алкилирования. Тепло основной реакции алкилирования по литературным данным [104, с. 90] составляет 75—85% тепловой нагрузки секции. Приняв, что тепло основной реакции алкилирования составляет 80% тепловой на-

* Выход алкилата можно рассчитать и так:

$$G_{ал.1} = 15 \cdot 114 = 1710 \text{ кг/ч}$$

где 15 — количество бутилена, кмоль/ч; 114 — средняя молекулярная масса алкилата

Незначительное расхождение в расчетах выхода алкилата объясняется округлением числовых значений молекулярных масс.

Таблица 3.72

Компоненты	M_i	Количество			Состав, мол. %
		кг/ч	м³/ч	кмоль/ч	
C_3H_8	42	18	0,0287	0,43	0,07
C_3H_8	44	48	0,0803	1,09	0,18
изо- C_4H_{10} (отработанный) . . .	58	233	0,405	4	0,65
изо- C_4H_{10} (рециркулят) . . .	58	33 605	58,4	579,4	93,95
n- C_4H_{10}	58	953	1,61	16,5	2,64
C_5H_{12}	72	39	0,061	0,54	0,09
Алкилат (C_8H_{18})	114	1 709	2,39 *	15	2,42
Сумма	—	36 605	62,98	616,96	100

* Плотность алкилата принята равной плотности октана при 278 К $\rho=715$ кг/м³ [7, с. 223].

грузки секции Q_1 получим:

$$0,8Q_1 = G_{ал.1}q_p$$

или

$$Q_1 = \frac{G_{ал.1}q_p}{0,8} = \frac{1709 \cdot 1050}{0,8} = 2,25 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 623 \text{ кВт}$$

где $G_{ал.1} = 1709$ кг/ч — количество алкилата, получаемого в первой секции (табл. 3.72); $q_p = 1050$ кДж/кг алкилата — теплота основной реакции алкилирования [145, с. 201].

Давление в первой секции. Давление при температуре реакции $T = 278$ К рассчитаем по уравнению изотермы жидкой фазы:

$$\pi = \sum_1^7 P_i x'_i + P_K$$

где P_i — давление насыщенных паров чистых углеводородов при $T = 278$ К, — определяется по диаграмме Кокса или таблицам [7, 145]; x'_i — мольные доли углеводородных компонентов (табл. 3.72); P_K — давление насыщенного пара серной кислоты (при $T = 278$ К принимается равным нулю, так как температура ее кипения при нормальном давлении значительно выше 573 К). Имеем:

$$\pi = 658 \cdot 0,0007 + 540 \cdot 0,0018 + 180 \cdot 0,946 + 122 \cdot 0,264 + \\ + 30,2 \cdot 0,0009 + 0,55 \cdot 0,0242 = 175 \cdot 10^3 \text{ Па}$$

Во всех остальных секциях принимается такое же давление. Количество углеводородов, испаряющихся в первой секции. Пары, уходящие из секции, находятся в рав-

новесии с испаряющейся жидкостью. Их состав может быть определен по каждому компоненту из уравнения равновесия фаз

$$y'_i = \frac{P_i}{\pi} x'_i$$

в котором все величины правой части известны.

Получим:

$$y'_{\text{C}_3\text{H}_6} = \frac{658 \cdot 10^3 \cdot 0,0007}{175 \cdot 10^3} = 0,0026$$

$$y'_{\text{C}_3\text{H}_8} = \frac{540 \cdot 10^3 \cdot 0,0018}{175 \cdot 10^3} = 0,0055$$

$$y'_{\text{изо-C}_4\text{H}_{10}} = \frac{180 \cdot 10^3 \cdot 0,946}{175 \cdot 10^3} = 0,970$$

$$y'_{\text{n-C}_4\text{H}_{10}} = \frac{122 \cdot 10^3 \cdot 0,0264}{175 \cdot 10^3} = 0,0182$$

$$y'_{\text{C}_5\text{H}_{12}} = \frac{30,2 \cdot 10^3 \cdot 0,0009}{175 \cdot 10^3} = 0,000153$$

$$y'_{\text{ал}} = \frac{0,55 \cdot 10^3 \cdot 0,0242}{175 \cdot 10^3} = 0,000075$$

Проверка:

$$\sum y'_i = 0,0026 + 0,0055 + 0,970 + 0,0182 + 0,000153 + 0,000075 = 0,997 \approx 1$$

По найденным концентрациям компонентов в парах и теплотам испарения чистых компонентов при $T = 278 \text{ K}$ [7] находим по правилу аддитивности теплоту испарения r'_m смеси паров. Весь рас-

Таблица 3.73

Компоненты	y'_i , мол. доли	r'_i , кДж/кмоль	$r'_i y'_i$, кДж/кмоль
C_3H_6	0,0026	15 600	40,5
C_3H_8	0,0055	16 200	89
изо- C_4H_{10}	0,970	20 400	19 700
н- C_4H_{10}	0,0182	22 000	400
C_5H_{12}	0,000153	27 400	4,2
Алкилат (C_8H_{18}) . .	0,000075	42 300	3,2
Сумма	≈ 1	—	$r'_m = 20\,237$

чет сведен в табл. 3.73. Зная теплоту испарения смеси r'_m и тепловую нагрузку секции Q_1 , определим количество паров углеводородов, образующихся в первой секции:

$$V_{m1} = \frac{Q_1}{r'_m} = \frac{2 \cdot 25 \cdot 10^6}{20237} = 111 \text{ кмоль/ч}$$

Количества каждого компонента в парах найдем по формуле:

$$V'_i = V'_{mi} y'_i$$

Получим:

$$V'_{C_3H_6} = 111 \cdot 0,0026 = 0,29 \text{ кмоль/ч}$$

$$V'_{C_3H_8} = 111 \cdot 0,0055 = 0,61 \text{ кмоль/ч}$$

$$V'_{i\text{изо-C}_4\text{H}_{10}} = 111 \cdot 0,970 = 108 \text{ кмоль/ч}$$

$$V'_{i\text{-C}_4\text{H}_{10}} = 111 \cdot 0,0182 = 2,02 \text{ кмоль/ч}$$

$$V'_{C_3H_{12}} = 111 \cdot 0,000153 = 0,017 \text{ кмоль/ч}$$

$$V'_{ал} = 111 \cdot 0,000075 = 0,0083 \text{ кмоль/ч}$$

Проверка:

$$V'_{mi} = \sum V'_i = 0,29 + 0,61 + 108 + 2,02 + 0,017 + 0,0083 = \\ = 110,95 \approx 111 \text{ кмоль/ч}$$

Анализируя сделанные расчеты, нетрудно видеть, что практически весь теплосъем в первой секции осуществляется за счет испарения изобутана. Поэтому без большой ошибки количество испаряющегося изобутана можно определить из приближенного уравнения теплового баланса испарения

$$Q_1 = V'_{iC_3H_6} r'_{C_3H_6} + V'_{iC_3H_8} r'_{C_3H_8} + V'_{i\text{изо-C}_4H_{10}} r'_{i\text{изо-C}_4H_{10}}$$

в котором количества паров пропилена и пропана считают равными количествам этих углеводородов в сырье.

Таким образом

$$V'_{i\text{изо-C}_4H_{10}} = \frac{Q_1 - V'_{iC_3H_6} r'_{C_3H_6} - V'_{iC_3H_8} r'_{C_3H_8}}{r'_{i\text{изо-C}_4H_{10}}} = \\ = \frac{2,25 \cdot 10^6 - 0,43 \cdot 15\,600 - 1,09 \cdot 16\,200}{20\,400} = 109 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$V_{i\text{изо-C}_4H_{10}} = 109 \cdot 58 = 6322 \text{ кг/ч}$$

Этот результат очень близок к полученному выше.

Можно также определить количества испаренных в секции углеводородов методом Трегубова [5, с. 174]. При этом за исходный должен быть принят мольный состав углеводородов, выходящих из секции (табл. 3.72).

Результаты такого расчета будут очень близки к полученным выше.

Объем кислоты и углеводородов в первой секции. Следует различать время пребывания ингредиентов в секции реактора и продолжительность реакции. Последняя в проточных аппаратах определяется объемной скоростью питания реактора сырьем и находится опытным путем. При алкилировании изопарафинов олефинами под объемной скоростью понимают объемное количество олефинов, подаваемое в 1 ч на единицу объема катализатора, находящегося в секции (истинная реакционная зона).

Известно, что с уменьшением объемной скорости понижается сортность алкилата. Из практики эксплуатации алкилирующих установок известно [104, с. 85], что объемная скорость находится в пределах 0,1—0,6 ч⁻¹. Примем для нашего случая объемную скорость $\omega = 0,2$ ч⁻¹. Тогда объем кислоты в секции:

$$V_{к1} = \frac{V_{ол. 1}}{\omega_1}$$

где $V_{ол. 1} = 1,3$ м³/ч — количество олефина, подаваемого в секцию (табл. 3.71).

Получим:

$$V_{к1} = \frac{1,3}{0,2} = 6,5 \text{ м}^3$$

Зная, что отношение объема кислоты к объему углеводов в первой секции $\alpha_1 = 1,2$, найдем объем углеводов в секции:

$$V_{y1} = \frac{V_{к1}}{\alpha_1} = \frac{6,5}{1,2} = 5,4 \text{ м}^3$$

Суммарный объем кислоты и углеводов в секции:

$$V_1 = V_{к1} + V_{y1} = 6,5 + 5,4 = 11,9 \text{ м}^3$$

Найдем продолжительность пребывания смеси углеводов и кислоты (время контакта) в первой секции:

$$\tau_1 = \frac{60V_1}{R_1} = \frac{60 \cdot 11,9}{139,5} = 5,15 \text{ мин}$$

где $R_1 = 139,5$ м³/ч — объем смеси, поступающей в первую секцию (табл. 3.71).

Размеры первой секции. В реакционных аппаратах емкостного типа, если жидкая смесь реагирующих веществ не вспенивается, степень заполнения равна $\varphi = 0,7 \div 0,85$ [37, с. 6]. Примем $\varphi = 0,7$. Тогда полный объем первой секции:

$$V_{p1} = \frac{V_1}{\varphi} = \frac{11,9}{0,7} = 17 \text{ м}^3$$

Принимая длину секции $l = 2$ м, найдем диаметр аппарата:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{p1}}{\pi l}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 17}{3,14 \cdot 2}} = 3,3 \text{ м}$$

Принимаем $D = 3,4$ м.

Как указано было в начале расчета, все пять реакционных секций аппарата будут иметь одинаковые размеры: $D = 3,4$ м, $l = 2$ м.

2. Расчет второй секции

Материальный баланс. При определении загрузки второй и всех остальных секций, в целях некоторого упрощения расчета, будем полагать, что вся пропан-пропиленовая фракция в любой секции испаряется полностью, а *n*-бутан, пентан и алкилат не

испаряются совсем. Возможность такой предпосылки была показана выше (см. п. 1г). С учетом сказанного и в соответствии со схемой работы реактора, количество сырья, подаваемого во вторую секцию, будет включать:

- 1) пятую часть исходного (олефинового) сырья (табл. 3.68);
- 2) не вошедший в реакцию (отработанный) изобутан свежего сырья первой секции (табл. 3.72);
- 3) рециркулирующий изобутан с учетом его частичного испарения в первой секции (см. п. 1г);
- 4) *n*-бутан и пентан из первой секции (табл. 3.72);
- 5) алкилат, полученный в первой секции (табл. 3.72);
- 6) серную кислоту из первой секции (табл. 3.71).

Количество рециркулирующего изобутана, поступающего во вторую секцию (табл. 3.72 и п. 2г):

$$G'_{\text{иц. 2}} = 579,4 - 109 = 470,4 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$G_{\text{иц. 2}} = 470,4 \cdot 58 = 27\,283 \text{ кг/ч}$$

В табл. 3.74 приведены массовые и объемные количества компонентов загрузки второй секции с учетом изменения плотности серной кислоты от ее концентрации (табл. 3.70, рис. 3.27).

Таблица 3.74

Компоненты	Количество	
	кг/ч	м³/ч
$\text{C}_3\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8$	66	0,1090
C_4H_8	839	1,3
<i>изо</i> - C_4H_{10} (свежий)	1103	1,92
<i>изо</i> - C_4H_{10} (отработанный)	233	0,405
<i>изо</i> - C_4H_{10} (рециркулят)	27 283	47,5
<i>n</i> - C_4H_{10}	953 + 953	3,22
C_5H_{12}	39 + 39	0,122
Алкилат (C_8H_{18})	1709	2,39
Катализатор	138 502	76,5
Сумма	171 719	133,47

Из табл. 3.74 следует, что отношение объемов катализатора и углеводородов во второй секции равно:

$$\alpha_2 = \frac{76,5}{133,47 - 76,5} = \frac{1,35}{1}$$

По сравнению с первой секцией это отношение повысилось за счет некоторого сокращения объема углеводородов и снижения плотности кислоты.

Количество алкилата, образующегося во второй секции, будет таким же, как в первой:

$$G_{\text{ал. 2}} = 839 + 870 = 1709 \text{ кг/ч}$$

Количество свежего изобутана, не вошедшего в реакцию (отработанного), равно:

$$G_{\text{но. 2}} = 1103 - 870 = 233 \text{ кг/ч}$$

В табл. 3.75 приведен состав углеводородов, покидающих вторую секцию.

Таблица 3.75

Компоненты	Количество		
	кг/ч	м³/ч	кмоль/ч
$C_3H_6 + C_3H_8$	66	0,109	1,52
изо- C_4H_{10} (отработанный)	233 + 233	0,810	8
изо- C_4H_{10} (рециркулят)	27 283	47,5	470,4
н- C_4H_{10}	953 + 953	3,22	33
C_5H_{12}	39 + 39	0,122	1,08
Алкилат	1709 + 1709	4,78	30
Сумма	33 217	56,54	544

Тепловая нагрузка секции. Вычисляется так же, как и для первой секции:

$$Q_2 = \frac{G_{\text{ал. 2}} q_p}{0,8} = \frac{1709 \cdot 1050}{0,8} = 2,25 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 623 \text{ кВт}$$

где $G_{\text{ал. 2}} = 1709 \text{ кг/ч}$ — количество алкилата, полученного во второй секции (табл. 3.75).

Количество углеводородов, испаряющихся во второй секции. При допущении, которое сделано при тепловом расчете первой секции, найдем количество изобутана, испаренного во второй секции:

$$V'_{2\text{изо-}C_4H_{10}} = \frac{Q_2 - V'_{2C_3H_8} r'_{C_3H_8} - V'_{2C_3H_6} r'_{C_3H_6}}{r'_{\text{изо-}C_4H_{10}}} =$$

$$= \frac{2,25 \cdot 10^6 - 0,43 \cdot 15\,600 - 1,09 \cdot 162}{20\,400} = 109 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$V_{2\text{изо-}C_4H_{10}} = 109 \cdot 58 = 6322 \text{ кг/ч}$$

Время пребывания смеси углеводородов и кислоты во второй секции. Полный объем второй секции такой же, как и первой: $V_{p2} = V_{p1} = 17 \text{ м}^3$. При степени заполнения $\varphi = 0,7$ объем смеси углеводородов и кислоты будет равен:

$$V_2 = \varphi V_{p2} = 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ м}^3$$

Время пребывания смеси (продолжительность контакта) во второй секции:

$$\tau_2 = \frac{60V_2}{R_2}$$

где $R_2 = 133,47 \text{ м}^3/\text{ч}$ — объем смеси, поступающей во вторую секцию (табл. 3.74).

Получим:

$$\tau_2 = \frac{60 \cdot 11,9}{133,47} = 5,4 \text{ мин}$$

Объемная скорость подачи олефинов.

Объем кислоты во второй секции:

$$V_{к2} = \frac{76,5 \cdot 5,4}{60} = 6,85 \text{ м}^3$$

Объем углеводородов:

$$V_{у2} = V_2 - V_{к2} = 11,9 - 6,85 = 5,05 \text{ м}^3$$

Объемная скорость подачи олефинов:

$$\omega_2 = \frac{V_{ол. 2}}{V_{к2}} = \frac{1,3}{6,85} = 0,19 \text{ ч}^{-1}$$

3. Расчет третьей секции

Все определения ведутся по аналогии с расчетом второй секции. Массовые и объемные количества компонентов загрузки даны в табл. 3.76

Таблица 3.76

Компоненты	Количество	
	кг/ч	м ³ /ч
$C_3H_6 + C_3H_8$	66	0,109
C_4H_8	839	1,3
<i>изо</i> - C_4H_{10} (свежий)	1 103	1,92
<i>изо</i> - C_4H_{10} (отработанный)	233 + 233	0,810
<i>изо</i> - C_4H_{10} (рециркулят)	20 961	36,5
<i>н</i> - C_4H_{10}	953 + 953 + 953	4,83
C_5H_{12}	39 + 39 + 39	0,183
Алкилат	1709 + 1709	4,78
Катализатор	138 502	78
Сумма	168 331	128,43

Отношение объемов катализатора и углеводородов в третьей секции:

$$\alpha_3 = \frac{78}{128,43 - 78} = \frac{1,55}{1}$$

$$G_{ал. 3} = 839 + 870 = 1709 \text{ кг/ч}$$

$$G_{но. 3} = 1103 - 870 = 223 \text{ кг/ч}$$

$$Q_3 = \frac{1709 \cdot 1050}{0,8} = 2,25 \cdot 10^6 \text{ кДж} = 623 \text{ кВт}$$

$$V'_{3\text{изо-}C_4H_{10}} = 109 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$V_{\text{изо-C}_4\text{H}_{10}} = 109 \cdot 58 = 6322 \text{ кг/ч}$$

$$V_{p3} = 17 \text{ м}^3$$

$$V_3 = 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ м}^3$$

$$\tau_3 = \frac{60 \cdot 11,9}{128,43} = 5,6 \text{ мин}$$

$$V_{k3} = \frac{78 \cdot 5,6}{60} = 7,28 \text{ м}^3$$

$$V_{y3} = 11,9 - 7,28 = 4,62 \text{ м}^3$$

$$\omega_3 = \frac{1,3}{7,28} = 0,18 \text{ ч}^{-1}$$

4. Расчет четвертой секции

Определения ведутся по прежней схеме.

Массовые и объемные количества компонентов загрузки даны в табл. 3.77

Таблица 3.77

Компоненты	Количество	
	кг/ч	м³/ч
$\text{C}_3\text{H}_8 + \text{C}_3\text{H}_8$	66	0,109
C_4H_8	839	1,3
изо- C_4H_{10} (свежий)	1103	1,92
изо- C_4H_{10} (отработанный)	233 + 233 + 233	1,215
изо- C_4H_{10} (рециркулят)	14 639	25,4
н- C_4H_{10}	953 + 953 + 953 + 953	6,44
C_5H_{12}	39 + 39 + 39 + 39	0,244
Алкилат	1709 + 1709 + 1709	7,2
Катализатор	138 502	78,5
Сумма	164 943	122,3

Отношение объемов катализатора и углеводородов в четвертой секции:

$$\alpha_4 = \frac{78,5}{122,3 - 78,5} = \frac{1,78}{1}$$

$$G_{\text{ал. 4}} = 839 + 870 = 1709 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{но. 4}} = 1103 - 870 = 233 \text{ кг/ч}$$

$$Q_4 = 2,25 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч} = 623 \text{ кВт}$$

$$V'_{\text{4изо-C}_4\text{H}_{10}} = 109 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$V_{4\text{изо-C}_4\text{H}_{10}} = 6322 \text{ кг/ч}$$

$$V_{p4} = 17 \text{ м}^3$$

$$V_4 = 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ м}^3$$

$$\tau_4 = \frac{60 \cdot 11,9}{122,3} = 5,9 \text{ мин}$$

$$V_{к4} = \frac{78,5 \cdot 5,9}{60} = 7,7 \text{ м}^3$$

$$V_{y4} = 11,9 - 7,7 = 4,2 \text{ м}^3$$

$$\omega_4 = \frac{1,3}{7,7} = 0,17 \text{ ч}^{-1}$$

5. Расчет пятой секции

Массовые и объемные количества компонентов загрузки даны в табл. 3.78.

Таблица 3.78

Компоненты	Количество	
	кг/ч	м³/ч
$\text{C}_3\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8$	66	0,109
C_4H_8	839	1,3
изо- C_4H_{10} (свежий)	1103	1,92
изо- C_4H_{10} (отработанный)	233 + 233 + 233 + 233	1,62
изо- C_4H_{10} (рециркулят)	8317	14,5
n- C_4H_{10}	953 + 953 + 953 + 953 + 953	8,05
C_5H_{12}	39 + 39 + 39 + 39 + 39	0,305
Алкилат	1709 + 1709 + 1709 + 1709	9,54
Катализатор	138 502	79
Сумма	161 555	116

Отношение объемов катализатора и углеводородов в пятой секции:

$$\alpha_5 = \frac{79}{116 - 79} = \frac{2,13}{1}$$

$$G_{\text{ал. 5}} = 839 + 870 = 1709 \text{ кг/ч}$$

$$G_{\text{но. 5}} = 1103 - 870 = 233 \text{ кг/ч}$$

$$Q_5 = 2,25 \cdot 10^6 \text{ кДж} = 623 \text{ кВт}$$

$$V'_{5\text{изо-C}_4\text{H}_{10}} = 109 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$\begin{aligned}
 V_{5\text{изо-С}_4\text{Н}_1} &= 6322 \text{ кг/ч} \\
 V_{p4} &= 17 \text{ м}^3 \\
 V_4 &= 0,7 \cdot 17 = 11,9 \text{ м}^3 \\
 \tau_5 &= \frac{60 \cdot 11,9}{116} = 6,2 \text{ мин} \\
 V_{к5} &= \frac{79 \cdot 6,2}{60} = 8,15 \text{ м}^3 \\
 V_{y5} &= 11,9 - 8,15 = 3,75 \text{ м}^3 \\
 \omega_5 &= \frac{1,3}{8,15} = 0,16 \text{ ч}^{-1}
 \end{aligned}$$

6. Материальный баланс реактора

На основе сделанного выше посекционного расчета реактора можно составить его общий материальный баланс (табл. 3.79).

Таблица 3.79

Потоки	Расход потока по секциям, кг/ч					Сумма по реактору, кг/ч
	1	2	3	4	5	
Приход						
$\text{C}_3\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8$	66	66	66	66	66	330
C_4H_8	839	839	839	839	839	4 195
изо- C_4H_{10} (свежий)	1 103	1 103	1 103	1 103	1 103	5 515
изо- C_4H_{10} (отработанный)	—	233	466	699	932	—
изо- C_4H_{10} (рециркулят)	33 605	27 283	20 961	14 639	8 317	33 605
n- C_4H_{10}	953	1 906	2 859	3 812	4 765	4 765
C_5H_{12}	39	78	117	156	195	195
Катализатор	138 502	138 502	138 502	138 502	138 502	138 502
Сумма	175 107	171 719	168 331	164 943	161 555	187 107
Расход						
$\text{C}_3\text{H}_6 + \text{C}_3\text{H}_8$ (пар)	66	66	66	66	66	330
изо- C_4H_{10} (отработанный)	233	466	699	932	1 165	1 165
изо- C_4H_{10} (рециркулят)	27 283	20 961	14 639	8 317	1 995	1 995
изо- C_4H_{10} (испаренный)	6 322	6 322	6 322	6 322	6 322	31 610
n- C_4H_{10}	953	1 906	2 859	3 812	4 765	4 765
C_5H_{12}	39	78	117	156	195	195
Алкилат	1 709	3 418	5 127	6 836	8 545	8 545
Катализатор	138 502	138 502	138 502	138 502	138 502	138 502
Сумма	175 107	171 719	168 331	164 943	161 555	187 107

7. Отношение изобутан/олефин (бутилен)

Выше отмечалось, что мольное отношение изобутан/олефин должно быть высоким. В табл. 3.80 приведены эти отношения по каждой секции и в целом по реактору. Мольные количества изобутана подсчитываются по его массовым количествам, поступающим в каждую из секций (табл. 3.79).

Таблица 3.80

Номер секции	Количество, кмоль/ч		Отношение изобутан/олефин
	изо-C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₈	
1	600	15	40
2	500	15	33,3
3	390	15	26
4	284	15	19
5	180	15	12
По реактору	675	75	9

Как следует из табл. 3.80, в секциях горизонтального реактора поддерживается повышенное отношение изобутан/олефин по сравнению с рекомендуемым 6:1 или 10:1 для вертикальных реакторов. Это приводит к уменьшению выхода побочных продуктов реакции и к относительному снижению расхода циркулирующего изобутана.

8. Размеры реактора

Объем отстойной зоны реактора. В этой зоне происходит разделение выходящих из пятой секции реактора углеводородов и серной кислоты.

Зная массовые количества жидких компонентов, покидающих пятую секцию (табл. 3.79), и их плотности, найдем объемное количество смеси. Оно составит $R_{m5} = 104,8 \text{ м}^3/\text{ч}$. Принимая время отстоя $\tau_p = 60 \text{ мин}$ и степень заполнения $\varphi = 0,7$, найдем объем отстоя:

$$V_{po} = \frac{R_{m5} \tau_o}{60\varphi} = \frac{104,8 \cdot 60}{60 \cdot 0,7} = 148 \text{ м}^3$$

Тогда длина зоны будет:

$$L_o = \frac{4V_{po}}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 148}{3,14 \cdot 3,4^2} = 16,3 \text{ м}$$

Объем реактора. Найдем общую длину цилиндрической части реактора:

$$L_{\Sigma} = L_p + L_o = 5 \cdot 2 + 16,3 = 26,3 \text{ м}$$

где $L_p = Nl$ — длина реакционной зоны.

Объем цилиндрической части реактора (практически равный его объему) будет равен:

$$V_p = \frac{\pi D^2}{4} L_{\text{ц}} = \frac{3,14 \cdot 3,4^2}{4} \cdot 26,3 = 238 \text{ м}^3$$

9. Элементы конструктивного оформления смесителя

Перемешивание сырья и кислоты осуществляется в проточном смесителе для создания турбулентного движения потоков (рис. 3.28).

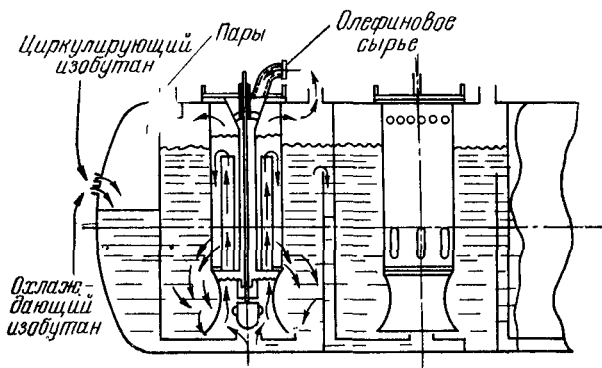


Рис. 3.28. Схема работы секции горизонтального реактора алкилирования.

В нефтеперерабатывающей промышленности с этой целью применяются пропеллерные мешалки (рис. 3.29).

Такие мешалки проектируются на основе экспериментальных данных. В табл. 3.81 и на рис. 3.29 приведены соотношения размеров обычно применяемых пропеллерных мешалок [147, с. 298].

Таблица 3.81

Основные размеры	Соотношение размеров
Диаметр емкости или длина секции	$D \text{ или } l$
Диаметр мешалки	$d_m = (0,5 \div 0,2) D$
Высота расположения мешалки над дном	$h_m = (0,5 \div 1,0) d_m$
Глубина погружения мешалки	$H_o - h_m = (2 \div 4) d_m$

Примем диаметр мешалки равным

$$d_m = 0,5l = 0,5 \cdot 2 = 1 \text{ м}$$

Высота расположения мешалки:

$$h_m = 0,5d_m = 0,5 \cdot 1 = 0,5 \text{ м}$$

Глубина погружения мешалки:

$$H_0 - h_m = 0,7D - h_m - h = 0,7 \cdot 3,4 - 0,5 - 0,11 = 1,77 \text{ м}$$

где $h = 0,11$ м — высота сегментной стрелки под L-образной перегородкой.

Число лопастей мешалки $n_3 = 3$ [147, с. 118].

Длина направляющих труб:

$$l_{тр} = 1,5d_m = 1,5 \cdot 1 = 1,5 \text{ м}$$

Количество труб конструктивно примем равным 8.

Для отвода паров примем в верхней части смесителя 24 отверстия диаметром 0,05 м (рис. 3.29). Для отвода смеси реаги-

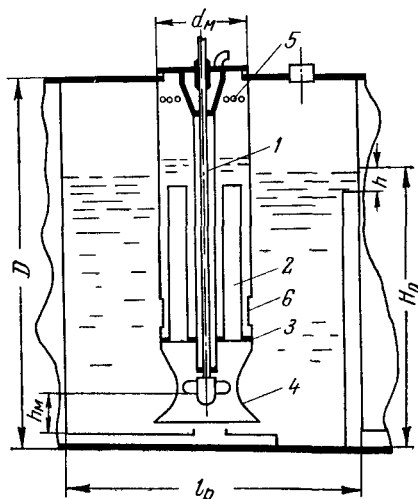


Рис. 3.29. Схема смесителя:

1 — пропеллерный насос; 2 — трубы; 3 — трубная решетка; 4 — диффузор; 5 — отверстия для отвода паров; 6 — отверстия для отвода смеси реагирующих компонентов.

рующих компонентов в нижней части смесителя примем девять овальных отверстий шириной 0,1 м и длиной 0,3 м (рис. 3.29).

10. Мощность электроприводов смесителей и кислотного насоса

Методы и расчетные формулы для определения мощности, потребляемой смесителями, изложены в литературе [147].

Необходимая мощность кислотного насоса определяется в зависимости от расхода кислоты, гидравлических сопротивлений при движении ее от насоса до первой секции и к. п. д. насоса.

Для расчета мощности насосов рекомендуется пользоваться литературой [148]. Подсчитав мощности приводов, следует рассчитать диаметры штуцеров для ввода и вывода продуктов и принять их окончательные размеры по существующим нормам.

- 1 Багатуров С А Теория и расчет перегонки и ректификации М, Гостоптехиздат, 1961 435 с
- 2 Фазовые равновесия легких углеводородов Сборник переводов статей из иностранных журналов М, Гостоптехиздат, 1958 161 с
- ✓ 3 Кафаров В В Основы массопередачи М, «Высшая школа», 1962 655 с
- 4 Клименко А П Получение этилена из нефти и газа М, Гостоптехиздат, 1962 236 с
- ✓ 5 Скобло А И, Трегубова И А, Егоров Н Н Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности М, Гостоптехиздат, 1962 652 с
- ✓ 6 Бабицкий И Ф, Вихман Г Л, Вольфсон С И Расчет и конструирование аппаратуры нефтеперерабатывающих заводов М, «Недра», 1965 904 с
- 7 Варгафтик Н Б Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей М, Физматгиз, 1963 708 с
- ✓ 8 Флореа О, Смигельский О Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии М, «Химия», 1971 448 с
- ✓ 9 Александров И А Ректификационные и абсорбционные аппараты М, «Химия», 1971 296 с
- 10 Стабников В Н Ректификационные аппараты М, «Машиностроение», 1965 356 с
- 11 Гурвич В А, Сосновский Н П Избирательные растворители в переработке нефти М — Л, Гостоптехиздат, 1953 320 с
- 12 Ястржембский А С Техническая термодинамика Л, Госэнергоиздат, 1960 496 с
- 13 Эмирджанов Р Т Основы расчета нефтезаводских процессов и аппаратов Ваку, Азнефтеиздат, 1956 423 с
- 14 Халиф А Л, Кельцев Н В Отбензинивание попутных нефтяных газов М, Гостоптехиздат, 1955 147 с
- 15 Glendening A S, Sanderson C F Petrol Proces, 1949, v 4, № 1, p 27—30
- 16 Смирнов А С Технология углеводородных газов М, Гостоптехиздат, 1946 544 с
- 17 Chem Proces Eng, 1958, v 39, № 2, p 41—47
- 18 Oil and Gas J, 1955 v 54, № 7, p 100—103
- 19 Кузнецов А А, Судаков Е Н Изв вузов Нефть и газ, 1964, № 4, с 63—66
- 20 Малешин И Ф, Стабников В Н Изв вузов Пищевая технология, 1962, № 2, с 43—46
- 21 Дубовкин Н Ф Справочник по углеводородным топливам и их продуктам сгорания М, Госэнергоиздат, 1962 228 с
- 22 Хамди А М, Скобло А И Молоканов Ю К Хим и технол топлив и масел, 1963, № 2, с 31—36
- 23 Александров И А и др Хим и технол топлив и масел, 1961, № 7, с 38—44
- 24 Щербина Е Н, Тененбаум А Э, Макарова З В и др Хим и технол топлив и масел, 1970, № 10, с 17—21
- 25 Альдерс Л Жидкостная экстракция М, ИЛ, 1962 258 с
- 26 Зюлковский З Жидкостная экстракция в химической промышленности Л, Госхимиздат, 1963 479 с
- 27 Davis A and oth Ind Eng Chem, 1955 v 47, № 2, p 222 229

- 28 Аминов С Н, Мурадов Т, Зайнутдинов С А и др «Нефтепереработка и нефтехимия», 1970, № 9, с 30—32
- 29 Прокопец М М, Зелизный А М, Изв вузов Нефть и газ, 1962, № 7, с 51—56
- 30 Сусанов Е Я, Новожилова Т С, Федоров А П и др Хим пром, 1967, № 2, с 65—69
- 31 Гуревич И Л, Жаке Л Ю Хим и технол топлив и масел, 1961, № 5, с 11—15
- 32 Ледяшова Г Е, Дорогочинский А З Хим и технол топлив и масел, 1961, № 3, с 33—36
- 33 Дияров И Н, Козлов Л М, Буреева Р Р Хим и технол топлив и масел, 1969, № 7, с 21—24
- 34 Varteressian K A, Fenske M R Ind Eng Chem, 1936, v 28, № 8, p 928—933
- 35 Физер Л, Физер М Реагенты для органического синтеза Т 1 Пер с англ Под ред акад И Л Кнунянца М, «Мир», 1970 446 с
- 36 Плановский А Н, Булатов С И, Вертузаев Е Д Хим пром, 1962, № 5, с 58—61
- 37 Батунер Л М Процессы и аппараты органического синтеза и биохимической технологии Л, «Химия», 1966 520 с
- 38 Голубев И Ф, Агаев Н А Вязкость предельных углеводов Баку, Азербайджанское государственное издательство, 1964 160 с
- 39 Касакин А Г Основные процессы и аппараты химической технологии Изд 9 е, перераб М, «Химия», 1973 784 с
- ✓ 40 Бахшиян Ц А Трубочатые печи с излучающими стенами топки М, ГОСИНТИ, 1960 192 с
- 41 Адельсон С В Технологический расчет и конструктивное оформление нефтезаводских печей М — Л, Гостоптехиздат 1952 239 с
- 42 Бахшиян Ц А Труды Гипронефтемаш, 1969, вып 5 (15), с 5—10
- 43 Григорьев В А, Колач Т А, Соколовский В С и др Краткий справочник по теплообменным аппаратам М — Л, Госэнергоиздат, 1962 255 с
- 44 Эмирджанов Р Т Основы технологических расчетов в нефтепереработке М — Л, «Химия», 1965 544 с
- 45 Михеев М А Основы теплопередачи М, Госэнергоиздат, 1961 237 с
- 46 Хоблер Т Теплопередача и теплообменники Л, Госхимиздат, 1961, 820 с
- 47 Гребер Г, Эрк С, Григуль У Основы учения о теплообмене М, 1958 566 с
- 48 Шмеркович В *М Аппараты воздушного охлаждения для технологических установок нефтеперерабатывающих и химических заводов, М, ЦИНТИ-ХИМНефтемаш, 1967 131 с
- 49 Павлов К Ф, Романков П Г, Носков А А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии Изд 7 е Л, «Химия», 1970 624 с
- 50 Барановский Н В, Коваленко Л М, Ястребенецкий А Р Пластинчатые и спиральные теплообменники М, «Машиностроение», 1973 288 с
- 51 РЖХим, 1963, сводный том, № 17, реф 17 и 55
- 52 Антуфьев В. М, Белецкий Г С Теплопередача и аэродинамическое сопротивление трубчатых поверхностей в поперечном потоке М, Машгиз, 1948 196 с.
- 53 Кутателадзе С. С., Боришанский В М Справочник по теплопередаче. Л — М, Госэнергоиздат, 1958 414 с
- 54 Бондаренко Б И Установки каталитического крекинга М, 1959 304 с.
- 55 Эмирджанов Р Т. Примеры расчетов нефтезаводских процессов и аппаратов Баку, Азнефтеиздат, 1957 404 с
- 56 Рабинович Г Г. Расчет нефтеперегонной аппаратуры Л — М, Гостоптехиздат, 1941 708 с
- 57 Катц Д Л и др Руководство по добыче, транспорту и переработке природного газа М, «Недра», 1965 676 с
- 58 Теплофизические свойства веществ Справочник М — Л, Госэнергоиздат, 1956 367 с
- 59 Новое нефтяное оборудование М, Гостоптехиздат 1961, 155 с.

- 60 *Михеев М А, Михеева И М* Краткий курс теплопередачи М — Л, Госэнергоиздат, 1960 208 с
- 61 *Егизаров Н В* Методы расчета аппаратуры и оборудования нефтепергонных заводов Баку, Азнефтеиздат, 1935 438 с
- 62 *Адельсон С В* Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии М, Гостоптехиздат, 1963 310 с
- 63 *Герш С Я* Глубокое охлаждение М — Л, Госэнергоиздат 1960 495 с
- 64 *Котишек Я, Род В* Трубчатые печи в химической промышленности Л, Гостоптехиздат, 1963, 147 с
- 65 *Блох А Г* Основы теплообмена излучением М — Л Госэнергоиздат, 1962 331 с
- 66 Котельные установки Т I Под ред М В Кирпичева Э И Ромма, Т Т Усенко М — Л, Госэнергоиздат, 1941 279 с
- 67 *Чиркин В С* Теплофизические свойства материалов М Физматгиз, 1959 356 с
- 68 *Вейлас С* Химическая кинетика и расчеты промышленных реакторов М, «Химия», 1967 414 с
- 69 *Михаил Р, Кырлогану К* Реакторы химической промышленности Л, «Химия», 1968 387 с
- 70 *Брайнес Я М* Введение в теорию и расчеты химических и нефтехимических реакторов М, «Химия», 1968 247 с
- 71 *Арис Р* Анализ процессов в химических реакторах Л, «Химия», 1967 328 с
- 72 *Денбиг К* Теория химических реакторов М, «Наука» 1968 191 с
- 73 *Краммерс Х, Вестертерп К* Химические реакторы, расчет и управление ими М, «Химия», 1967 264 с
- 74 *Островский Г М, Волин Ю М* Методы оптимизации химических реакторов М, «Химия», 1967 248 с
- 75 *Корсаков-Богатков С М* Химические реакторы как объекты математического моделирования М, «Химия» 1967 223 с
- 76 *Нагиев М Ф* Основы разработки комплексных химических процессов и проектирования реакторов Баку, Азербайджанское государственное издательство, 1961 490 с
- 77 *Левеншиль О* Инженерное оформление химических процессов М, «Химия», 1969 621 с
- 78 *Мухленов И П, Анохин В Н, Проскуряков В А и др* Катализ в кипящем слое Л, «Химия» 1971 312 с
- 79 *Нагиев М Ф* Теория рециркуляции и повышение оптимальности химических процессов М, «Наука», 1970 390 с
- 80 *Кафаров В В* Методы кибернетики в химии и химической технологии М, «Химия», 1971 496 с
- 81 *Рубекин Н Ф, Козлов И А* Системы автоматического управления каталитическими процессами платформинга и гидроочистки Тематический обзор М, ЦНИИТЭНефтехим, 1972 69 с
- 82 *Суханов В П* Каталитические процессы в нефтепереработке М, Гостоптехиздат, 1963 272 с
- 83 *Нагиев М Ф* Химия, технология и расчет процессов синтеза моторных топлив М, Изд АН СССР, 1955 542 с
- 84 *Лукьянов П И, Баситов А, Г* Пиролиз нефтяного сырья М, Гостоптехиздат, 1962 274 с
- 85 *Масальский К Е, Годик В М* Пиролизные установки М, «Химия» 1968 143 с
- 86 *Введенский А А* Термодинамические расчеты нефтехимических процессов Л, Гостоптехиздат, 1960 576 с
- 87 *Беранек Я, Сокол Д* Техника псевдооживления Пер с чешск М, Гостоптехиздат, 1962 160 с
- 88 *Америш Б К и др* Труды ГрозНИИ 1963 вып 12, с 230—236
- 89 *Гойхрах И М, Пинягин Н Б* Химия и технология искусственного жидкого топлива М, Гостоптехиздат 1960 468 с
- 90 *Левинтер М Е, Панченков Г М, Деинко П С и др* Хим и технол топлив и масел, 1971, № 1, с 16—20

- 91 *Еркин В Н, Абаева В Т, Агафонов А В и др* Научно-технический сборник, ЦНИИТЭНефтехим Нефтепереработка и нефтехимия 1971, № 2, с 3—7, № 3, с 6—19
- 92 *Gradrow Elroy M, Smith Warren M.* Экспресс-информация ВИНТИ Серия «Химия и переработка нефти и газа», 1971, № 9, реф 96, с 12—15
- 93 *Романовский Б В, Хо Ши Тхоанг, Топчиева К В и др* «Кинетика и катализ», 1966, т 7, № 5, с. 841—849
- 94 *Pohlenz Jack B* Экспресс-информация ВИНТИ Серия «Химия и переработка нефти и газа», 1963, № 26, реф 246, с 3—9
- 95 *Гурвич В Л, Смидович Е В* Каталитический крекинг-флюид за рубежом. М, ГОСИНТИ, 1960 138 с
- 96 *Курганов В М, Гонсалес М А* Хим и технол топлив и масел, 1962, № 5, с 5—16
- 97 *Волошин Н Д, Соняев З Н, Морозов Б Ф и др* Хим и технол топлив и масел, 1967, № 3, с 20—22
- 98 *Манишин В В, Манаков Н К, Агафонов А В и др* Хим и технол топлив и масел, 1962, № 6, с 41—50
- 99 *Орочко Д Н, Чернакова Г Н* Хим и технол топлив и масел, 1968, № 3, с 8—10
- 100 *Дорогочинский А З, Казьмин Г И* Нефтеперерабатывающие и нефтехимические заводы Мексики М, «Химия», 1963 167 с
- 101 *Кузнецов А А, Кагерманов С М, Судаков Е Н* Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности М, «Химия», 1966 336 с
- 102 *Вукалович М П* Термодинамические свойства воды и водяного пара. 6-е изд М, Машгиз, 1958 245 с
- 103 *Смидович Е В* Технология переработки нефти и газа Изд 2-е, Ч 2, М, «Химия», 1968 375 с
- 104 *Казьмин Г И, Гвоздецкий Л А, Касаткин В А и др* Нефтеперерабатывающие заводы США М, Гостоптехиздат, 1962 333 с
- 105 *Алиев В С, Рустамов М И, Пряников Е Н* Современное состояние и пути интенсификации процесса каталитического крекинга Баку, Азербайджанское государственное издательство, 1966 242 с
- 106 *Танатаров М А, Левинтер М Е, Галикеев Р К* Хим и технол топлив и масел 1970, № 11, с 34—37
- 107 *Алтин А В, Мартюшин И Г, Гуревич Д А* Хим и технол топлив и масел, 1968, № 3, с 20—23
- 108 *Озарев А Е, Гельперин Н И* Хим и технол топлив и масел, 1968, № 3, с 41—46
- 109 Экспресс-информация ВИНТИ Серия «Химия и переработка нефти и газа», 1971, № 39, реф 393, с 6—10
- 110 *Падва Е Ю, Идельчик И Е* Хим пром, 1968, № 11, с 863—865
- 111 *Frantz Joseph F* Экспресс-информация ВИНТИ Серия «Процессы и аппараты химических производств», 1963, № 7, реф 54, с 10—18
- 112 Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки Пер с англ Т. 1. Под ред К А Кобе и Дж Мак Кета М, Гостоптехиздат, 1960 311 с.
- 113 *Зейналов Ф И* Опыт работы установки каталитического крекинга с пылевидным катализаторов в кипящем слое, М, ГОСИНТИ, 1960 71 с
- 114 *Тюрчев И Я, Буйлов А Б* ЖГХ, 1962, т 35, вып 10, с 2224—2231
- 115 Экспресс информация ВИНТИ Серия «Процессы и аппараты химических производств», 1963, № 5, реф 40, с 12—16
- 116 *Горбис Э Р* Теплообмен и гидромеханика дисперсных сквозных потоков М, «Энергия», 1970 423 с
- 117 *Краснощечков Е А, Сукомел А С* Задачник по теплопередаче М — Л, Госэнергоиздат, 1963 224 с
- 118 *Средин В В, Тарасенков П М* Оборудование и трубопроводы установок каталитического риформинга и гидроочистки Л, Гостоптехиздат, 1963 239 с.
- 119 *Smith R B* Chem Eng Prog, 1959, v 55, № 6, p 76—80
- 120 *Vervorner M, Faatz G, Gelbin D* Chem Techn, 1962, № 516, S 328—333
- 121 *Жоров Ю М, Панченков Г М, Шапиро И Я* Хим и технол топлив и масел, 1970, № 11, с 37—41.

122. *Файнерман В. И., Катруш Р. В., Фактурова И. Е. и др.* Хим. и технол. топлив и масел, 1971, № 4, с. 32—36.
123. *Жоров Ю. М., Панченков Г. М., Зельцер С. М. и др.* Труды МИНХ и ГПИМ Н. М. Губкина, вып. 74, 1967, с. 14—26.
124. *Сулимов А. Д.* Каталитический риформинг бензинов. М., «Химия», 1964. 206 с.
125. *Маслянский Г. Н., Шипикин В. В., Панникова Р. Ф. и др.* Хим. и технол. топлив и масел, 1969, № 9, с. 7—11.
126. *Андреев Д. Я., Бельцов Б. А.* Хим. и технол. топлив и масел, 1966, № 5, с. 38—41.
127. *Маслянский Г. Н., Бурсиан Н. Р., Камушер Г. Д. и др.* Хим. и технол. топлив и масел, 1961, № 8, с. 1—8.
128. *Иванюков Д. В., Каминский Э. Ф., Маслянский Г. Н. и др.* Хим. и технол. топлив и масел, 1970, № 3, с. 1—5.
129. *Никишин А. С., Злотников Л. Е., Бухтер А. И. и др.* Хим. и технол. топлив и масел, 1964, № 10, с. 1—6.
130. *Черный Ю. И., Фейгин С. А.* Хим. и технол. топлив и масел, 1968, № 9, с. 25—28.
131. *Рубекин Н. Ф.* Хим. и технол. топлив и масел, 1966, № 6, с. 40—44.
132. *Демидович Б. П., Марон И. А.* Основы вычислительной математики. М., «Наука», 1966. 664 с.
133. *Федоров А. П., Маслянский Г. Н., Мельникова Н. П. и др.* Хим. и технол. топлив и масел, 1967, № 1, с. 9—12.
134. *Федоров А. П., Маслянский Г. Н., Мельникова Н. П. и др.* Хим. и технол. топлив и масел, 1968, № 4, с. 5—8.
135. *Средин В. В.* Хим. и технол. топлив и масел, 1967, № 1, с. 4—7.
136. Новейшие достижения нефтехимии и нефтепереработки. Пер. с англ. Т. 2. Под ред. К. А. Кобе и Дж. Мак-Кета. М., Гостоптехиздат, 1960. 278 с.
137. *Полякова А. И., Оленев Л. М., Гараева Ф. Г.* Научно-технический сборник ЦНИИТЭНефтехим. Нефтепереработка и нефтехимия, 1970, № 8, с. 7—9.
138. *Паушкин Я. М.* Каталитическая полимеризация олефинов в моторное топливо. М., Изд. АН СССР, 1955. 184 с.
139. *Обрядчиков С. Н.* Технология нефти. Ч. II, М.—Л., Гостоптехиздат, 1952. 408 с.
140. *Prosen E., Rossini F.* Реферативный сборник. Серия «Химия и переработка нефти», 1947, вып. 45, реф. 15, с. 27—30.
141. *Линдин В. М., Казакова Е. А.* Хим. и нефт. машиностроение, 1965, № 6, с. 23—26.
142. *Казан А. М., Гельперин Н. И.* Хим. пром., 1963, № 8, с. 60—62.
143. *Сычева А. М., Егоров Н. Н.* Хим. и технол. топлив и масел, 1964, № 5, с. 53—57.
144. *Фальковский В. Б.* ЖТФ, 1953, т. 23, вып. 12, с. 2176—2179.
145. *Дорогочинский А. З., Лютер А. В., Вольпова Е. Г.* Серноокислотное алкилирование изопарафинов олефинами. М., «Химия», 1970. 216 с.
146. *Плановский А. Н., Гуревич Д. А.* Аппаратура промышленности органических полупродуктов и красителей. Изд. 2-е. М., Госхимиздат, 1961. 504 с.
147. *Штербакер Э., Тауск П.* Перемешивание в химической промышленности. Л., Госхимиздат, 1963. 416 с.
148. *Пектемиров Г. А.* Справочник инженера нефтебаз. М., Гостоптехиздат, 1962. 326 с.
149. *Вукалович М. П., Кириллин В. А., Ремизов С. А. и др.* Термодинамические свойства газов. М., Машгиз, 1953. 375 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1

Соотношения единиц СИ с другими единицами измерения

Величины	Единицы измерения в СИ	Соотношения между единицами измерения
Давление	Па (Н/м ²)	$1 \text{ кг/см}^2 = 98\,067 \text{ Па}$ $1 \text{ м вод. ст.} = 9\,807 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт. ст.} = 133,3 \text{ Па}$
Вязкость динамическая	Па · с [кг/(м · с)]	$1 \text{ кг} \cdot \text{с/м}^2 = 9,81 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$
Вязкость кинематическая	м ² /с	$1 \text{ сСт} = 1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ $1 \text{ Ст} = 1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$ $1 \text{ м}^2/\text{ч} = 277,8 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$
Количество тепла	Вт, кВт	$1 \text{ ккал/ч} = 1,163 \text{ Вт}$
Теплоемкость	кДж/(кг · К)	$1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot \text{К}) = 4,187 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$
Теплопроводность	Вт/(м · К)	$1 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot \text{К}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$
Теплота парообразования	кДж/кг	$1 \text{ ккал/кг} = 4,187 \text{ кДж/кг}$
Энтальпия		
Коэффициент теплопередачи	Вт/(м ² · К)	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$
Коэффициент теплоотдачи		
Теплонапряжение	Вт/м ²	$1 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}) = 1,163 \text{ Вт/м}^2$

ПРИЛОЖЕНИЕ 2

Энтальпия нефтяных жидкостей (в кДж/кг)

Т, К	Относительная плотность при 288 К							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
273	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
275	4,23	4,06	3,89	3,77	3,68	3,56	3,48	3,38
277	8,42	8,08	7,83	7,58	7,37	7,16	6,95	6,77
279	12,64	12,18	11,76	11,39	11,05	10,76	10,47	10,19
281	16,87	16,24	15,70	15,20	14,74	14,36	13,98	13,61
283	21,14	20,39	19,68	19,05	18,51	17,96	17,50	17,04
285	25,41	24,49	23,66	22,90	22,23	21,27	21,02	20,49
287	29,73	28,64	27,63	26,80	20,00	25,20	24,58	23,95
289	34,04	32,78	31,69	30,69	29,77	28,93	28,14	27,43
291	38,35	36,97	35,71	34,58	33,58	32,57	31,74	30,92
293	42,66	41,16	39,77	38,48	37,35	36,30	35,30	34,42
295	47,06	45,34	43,79	42,41	41,16	39,98	38,94	37,94
297	51,46	49,57	47,90	46,35	44,97	43,71	42,54	41,47
299	55,85	53,80	52,00	50,33	48,82	47,44	46,18	45,02
301	60,25	58,03	56,10	54,30	52,88	51,20	49,82	48,58
303	64,67	62,34	60,21	58,28	56,56	54,93	53,51	52,15
305	69,12	66,65	64,35	62,30	60,46	58,74	57,23	55,73
307	73,60	70,92	68,50	66,36	64,39	62,55	60,88	59,33
309	78,08	75,24	72,68	70,38	68,29	66,36	64,56	62,94
311	82,56	79,63	76,87	74,44	72,18	70,21	68,29	66,57
313	87,09	83,90	81,06	78,50	76,16	74,02	72,01	70,20
315	91,61	88,26	85,29	82,56	80,09	77,83	75,78	73,86
317	96,17	92,65	89,51	86,67	84,07	81,73	79,55	77,52
319	100,73	97,05	93,78	90,77	88,09	85,58	83,32	81,22
321	105,30	101,49	98,01	94,92	92,07	89,47	87,13	84,90
323	109,90	105,93	102,33	99,06	96,09	93,41	90,81	88,61
325	114,51	110,36	106,60	103,20	100,15	97,34	94,71	92,32
327	119,11	114,80	110,91	107,39	104,21	101,28	98,56	96,06
329	123,80	119,28	115,26	111,58	108,27	105,21	102,41	99,81
331	128,45	123,80	119,58	115,81	112,33	109,19	106,26	103,57
333	133,14	128,28	123,97	119,99	116,44	113,17	110,11	107,34
335	137,83	132,85	128,33	124,26	120,54	117,19	114,01	111,13
337	142,52	137,37	132,72	128,49	124,64	121,17	117,90	114,93
339	147,25	141,93	137,12	132,76	128,79	125,19	121,84	118,75
341	152,02	146,50	141,56	137,03	132,97	129,25	125,77	122,58
343	156,80	151,10	145,99	141,35	137,12	133,27	129,67	126,42
345	161,57	155,71	150,43	145,66	141,31	137,33	133,64	130,28
347	166,38	160,35	154,91	150,01	145,49	141,43	137,62	134,15
349	171,20	165,00	159,45	154,33	149,72	145,49	141,60	138,03
351	176,01	169,65	163,96	158,68	153,95	149,59	145,62	141,92
353	180,91	174,30	168,52	163,12	158,18	153,78	149,68	145,84
355	185,77	179,03	173,08	167,43	162,45	157,84	153,66	149,76
357	190,63	183,72	177,60	171,83	166,72	162,03	157,68	153,70
359	195,52	188,45	182,13	176,26	170,99	166,22	161,74	157,65
361	200,46	193,18	186,65	180,70	175,30	170,36	165,80	161,61
363	205,36	197,45	191,21	185,14	179,57	174,56	169,94	165,59
365	210,35	202,68	195,78	189,58	183,93	178,78	174,00	169,58
367	215,29	207,50	200,38	194,10	188,28	183,01	178,11	173,59
369	220,27	212,27	205,07	198,58	192,64	187,23	182,21	177,60
371	225,29	217,09	209,72	203,02	196,99	191,50	186,36	181,62
373	230,34	221,94	214,41	207,58	201,43	195,69	190,50	185,69
375	235,34	226,80	219,10	212,15	205,78	200,05	194,69	189,75
377	240,36	231,60	223,83	216,67	210,22	204,32	198,87	193,82
379	245,47	236,55	228,52	221,27	214,66	208,63	203,06	197,90
381	250,54	241,41	233,25	225,84	219,14	212,94	207,25	201,96

Продолжение

Т, К	Относительная плотность при 288 К							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
383	255,66	246,35	237,98	230,48	223,53	217,25	211,43	206,95
385	260,84	251,33	242,75	235,09	228,01	221,61	215,66	210,24
387	265,90	256,23	247,52	239,65	232,49	215,96	219,93	214,39
389	271,05	261,17	252,34	244,30	237,02	230,40	224,20	218,54
391	276,25	266,16	257,11	248,99	241,54	234,75	228,47	222,71
393	281,40	271,18	261,97	253,64	246,06	239,15	232,74	226,89
395	286,63	276,20	266,83	258,37	250,66	243,59	237,10	231,09
397	291,86	281,23	271,68	263,06	255,23	247,98	241,41	235,29
399	297,10	286,29	276,58	267,75	259,79	252,46	245,72	239,52
401	302,33	291,36	281,48	272,52	264,40	256,94	250,08	243,76
403	307,60	296,43	286,38	277,29	269,00	261,42	254,43	248,01
405	312,92	301,53	291,28	282,02	273,61	265,90	258,83	252,27
407	318,62	306,64	296,22	286,84	278,26	270,43	263,22	256,54
409	323,51	311,75	301,20	291,61	282,90	274,95	267,62	260,83
411	328,87	316,90	306,14	296,43	287,59	279,47	272,02	265,13
413	334,23	322,05	311,12	301,24	292,28	284,03	276,45	269,44
415	339,59	327,20	316,15	306,10	296,97	288,55	280,89	273,78
417	345,24	332,68	321,17	310,95	301,66	293,41	285,37	278,13
419	350,39	337,62	326,19	315,81	306,39	297,77	289,81	282,49
421	355,84	342,86	331,22	320,71	311,08	302,37	294,29	286,86
423	358,81	348,09	336,28	325,61	315,89	307,02	298,81	291,25
425	366,72	353,37	341,39	330,55	320,67	311,62	303,33	295,64
427	372,16	358,64	346,46	335,49	325,44	316,27	307,86	300,06
429	377,65	363,92	351,61	340,43	330,26	320,96	312,38	304,48
431	383,18	369,28	356,76	345,37	335,07	325,65	316,94	308,92
433	388,70	374,55	361,87	350,35	339,88	330,34	321,50	313,35
435	392,55	379,91	367,02	355,38	344,78	335,03	326,11	317,84
437	398,80	385,23	372,21	360,36	349,64	339,76	330,67	322,32
439	405,37	390,61	377,40	365,38	354,50	344,49	335,32	326,81
441	410,98	395,99	382,51	370,41	359,35	349,26	339,93	331,32
443	416,59	401,43	387,82	375,51	364,29	353,99	344,57	335,84
445	422,07	406,83	393,02	380,54	369,19	358,73	349,22	340,38
447	427,85	412,27	398,29	385,65	374,13	363,58	353,87	344,93
449	433,50	417,76	404,40	390,59	379,07	368,40	358,56	349,49
451	439,15	423,20	408,84	395,86	384,06	373,21	363,25	354,06
453	444,85	428,69	414,12	401,01	389,00	378,03	367,98	358,65
455	450,58	434,21	419,48	406,12	394,02	382,88	372,67	363,25
457	456,32	439,74	424,79	411,31	399,04	387,78	377,44	367,87
459	462,10	445,27	430,15	416,46	404,07	392,64	382,17	372,50
461	467,79	450,79	437,98	421,65	409,09	397,54	386,94	377,14
463	473,57	456,36	440,87	426,39	414,16	402,44	391,72	381,80
465	479,30	461,97	446,27	432,08	419,22	407,38	396,53	386,47
467	485,17	467,54	451,67	437,31	424,29	412,32	401,31	391,15
469	490,99	473,19	457,12	442,59	429,52	417,26	406,12	395,85
471	496,85	478,80	462,56	447,86	434,51	422,24	410,98	399,56
473	502,71	484,41	467,96	453,14	439,31	427,26	415,79	403,28
475	508,57	489,27	473,49	458,41	444,76	432,25	420,69	407,02
477	514,47	495,63	478,97	463,73	449,91	437,13	425,55	410,77
479	520,38	501,50	484,46	469,09	455,11	442,29	430,45	414,48
481	526,24	507,19	489,91	474,34	460,19	447,25	435,28	418,26
483	532,27	512,51	495,44	479,70	465,38	452,32	440,18	422,05
485	538,21	518,62	500,96	485,06	470,61	457,30	445,12	425,85
487	544,20	524,44	506,53	490,46	475,81	462,45	450,06	429,67
489	550,19	527,70	512,06	495,90	481,03	467,52	455,01	433,51
491	556,22	535,83	517,71	501,26	486,31	472,72	460,98	437,31
493	562,25	541,73	523,32	506,70	491,59	477,77	465,96	441,11
495	568,27	547,59	528,89	512,18	496,90	483,17	470,99	444,93

Продолжение

Т, К	Относительная плотность при 288 К							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
497	574,30	553,41	534,62	517,62	502,18	488,07	475,05	462,96
499	580,42	559,32	540,27	523,11	507,49	493,22	479,95	467,87
501	586,49	565,22	545,92	528,59	512,73	498,41	485,06	472,78
503	592,85	571,00	551,70	534,19	518,24	503,67	490,19	477,78
505	598,71	576,82	557,43	539,72	523,60	508,86	495,26	482,72
507	604,99	582,89	563,13	545,25	529,00	514,06	500,32	487,67
509	611,27	588,87	568,86	550,82	534,36	519,29	505,43	492,64
511	617,13	594,78	574,60	556,34	539,76	524,52	510,54	497,62
513	623,25	600,76	580,37	561,95	545,21	529,80	515,65	502,62
515	629,70	606,75	586,15	567,56	550,61	535,07	520,80	507,62
517	635,98	612,78	591,97	573,17	556,09	540,39	525,95	512,65
519	642,26	618,81	597,79	578,74	561,53	545,67	531,14	517,68
521	648,54	624,84	603,61	584,44	567,02	550,98	536,29	522,74
523	654,82	630,83	609,43	589,92	572,50	556,55	541,52	527,80
525			615,33	595,87	578,03	561,79	546,71	532,88
527			621,20	601,48	583,56	567,14	551,95	537,96
529			627,06	607,17	589,08	572,50	557,18	543,07
531			633,00	612,91	594,61	577,90	562,46	548,19
533			638,95	618,64	600,18	583,35	567,69	553,32
535			644,89	624,38	605,79	588,75	571,00	558,47
537			650,84	630,16	611,36	594,19	578,24	563,62
539			656,87	635,93	616,97	599,55	583,35	568,79
541			662,81	644,68	622,62	605,12	588,87	573,98
543			668,80	647,57	628,23	610,60	594,65	579,18
545			674,83	653,39	633,88	616,09	599,55	584,39
547			680,86	659,21	639,58	621,61	604,91	589,62
549			686,89	665,07	645,27	627,14	610,31	594,86
551			692,92	670,98	650,96	632,67	615,67	600,11
553			699,03	676,84	656,66	638,19	621,11	605,38
555			705,14	682,70	662,39	643,76	626,56	610,66
557			711,25	688,69	668,13	649,37	631,96	615,97
559			717,41	694,55	673,91	654,94	637,40	621,24
561			723,52	701,83	679,64	660,55	642,88	626,58
563			729,68	706,52	785,46	666,20	648,33	631,91
565			735,83	712,51	691,24	671,81	653,81	637,27
567			742,07	718,54	697,06	677,47	659,30	642,63
569			748,22	724,48	702,88	683,12	664,82	648,00
571			754,50	730,51	708,74	688,77	670,39	653,43
573			760,74	736,58	714,60	693,67	675,92	658,79
575			766,98	742,61	720,42	700,24	681,49	664,21
577			773,26	748,68	726,37	705,85	687,01	669,64
579			779,54	754,80	732,27	711,59	692,58	675,08
581			785,82	760,87	738,18	717,45	698,19	680,54
583			792,14	766,98	744,12	723,23	703,80	686,01
585			798,47	773,14	750,02	728,88	709,45	691,49
587			804,83	779,29	756,05	734,70	715,11	696,99
589			811,19	785,44	762,00	740,60	720,72	702,50
591			817,60	791,60	767,94	746,42	726,41	708,03
593			824,00	797,84	774,06	752,33	732,15	713,61
595			830,41	803,99	780,04	758,10	737,80	719,16
597			836,77	810,27	786,07	763,97	743,53	724,72
599			843,26	816,47	792,10	769,79	749,23	730,28
601			849,75	822,75	798,17	775,77	754,96	735,90
603			856,20	828,99	804,24	781,63	760,70	741,50
605			862,48	835,27	810,36	787,54	766,48	747,12
607			869,18	841,59	816,47	793,48	772,26	752,75

T, K	Относительная плотность при 288 K							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
609			875,88	847,91	822,58	799,43	778,12	758,40
611			882,16	854,19	828,74	805,46	783,90	764,06
612			888,86	860,51	834,85	810,15	789,71	769,74
615			895,56	866,96	840,96	817,35	795,58	775,42
617			902,26	873,33	847,24	823,46	801,40	781,12
619			908,54	879,69	853,44	829,49	807,22	786,84
621			915,24	886,09	859,68	835,52	813,08	792,56
623			921,93	892,50	865,87	841,46	818,98	798,27
625			928,21	898,95	872,15	847,62	824,88	804,02
627			934,91	905,40	878,39	853,73	830,83	809,79
629			941,61	911,84	884,67	859,80	836,73	815,57
631			948,31	918,33	890,95	865,79	842,68	821,37
633			955,01	924,82	897,23	872,03	848,66	827,18
635			961,71	931,81	903,55	878,18	854,61	833,00
637			968,41	937,89	909,83	885,22	860,60	838,84
639			975,52	944,42	916,24	890,49	866,63	844,69
641			982,22	950,99	922,60	896,69	872,70	850,55
643			988,92	957,52	928,97	902,88	878,64	856,43
645			995,62	964,14	935,37	909,08	884,71	862,32
647			998,13	970,71	941,78	915,32	890,74	868,23
649			1010,69	977,37	948,19	921,56	896,81	874,14
651			1016,14	983,98	954,51	927,80	902,93	880,07
653			1023,25	990,64	961,08	934,08	909,00	886,02
655			1029,95	997,30	967,53	940,36	915,11	891,98
657			1036,65	1003,91	973,94	946,51	921,26	897,95
659			1043,77	1010,65	980,51	952,96	927,38	903,88
661			1050,89	1017,35	987,04	959,57	933,53	909,93
663			1058,00	1024,05	993,53	965,64	939,73	915,95
665			1063,95	1030,79	1000,02	971,97	945,88	921,98
667			1071,40	1037,57	1006,63	978,25	952,08	928,02
669			1078,52	1044,31	1013,54	984,74	958,32	933,82
671			1085,64	1051,18	1019,78	991,10	964,56	940,14
673			1092,76	1057,92	1026,39	997,55	970,79	946,22
675			1099,45	1064,70	1032,88	1003,58	977,07	952,31
677			1106,57	1071,53	1039,58	1009,44	983,31	958,42
679			1113,69	1076,01	1046,24	1016,60	989,59	964,54
681			1120,81	1085,26	1052,81	1023,17	995,91	970,68
683			1127,92	1093,55	1059,51	1029,66	1002,19	976,83
685			1135,04	1099,04	1066,21	1036,15	1008,52	982,99
687			1142,16	1105,90	1072,91	1042,68	1014,55	989,16
689			1149,28	1112,85	1079,61	1049,21	1021,20	995,35
691			1156,39	1119,76	1086,39	1055,70	1027,57	1001,55
693			1163,64	1127,25	1093,01	1063,07	1033,55	1007,76
703			1199,77	1162,26	1126,96	1095,10	1065,62	1034,04
713			1236,28	1197,63	1161,25	1129,43	1098,07	1070,65
723			1273,21	1233,39	1195,92	1163,18	1130,86	1102,64
733			1310,51	1269,52	1210,96	1197,26	1163,97	1134,92
743			1348,19	1306,07	1266,34	1231,67	1199,94	1167,57
753			1386,25	1342,96	1302,14	1266,47	1231,30	1198,30
763			1424,77	1380,22	1338,27	1301,63	1265,46	1233,89
773			1463,62	1417,86	1374,78	1337,14	1300,00	1267,55
783			1502,89	1455,92	1411,66	1372,98	1334,84	1301,55
793			1542,54	1494,31	1448,88	1409,19	1370,09	1335,88
803			1582,57	1533,08	1494,02	1445,79	1405,63	1370,55
813			1623,01	1572,27	1524,50	1482,71	1441,56	1405,55
823			1663,83	1611,83	1562,39	1520,32	1477,82	1440,93

ПРИЛОЖЕНИЕ 3

Энтальпия нефтяных паров (в кДж/кг)

Т, К	Относительная плотность при 288 К							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
323	476,00	464,23	452,47	440,70	428,85	417,26	405,49	393,77
325	479,39	467,25	455,82	443,97	432,12	420,36	408,63	396,83
327	482,86	471,06	459,17	447,28	435,39	423,70	411,77	399,92
329	486,34	472,94	462,56	450,63	438,65	426,64	414,95	403,06
331	489,81	477,88	465,95	453,51	441,92	429,98	418,09	406,20
333	493,33	481,36	469,34	457,32	445,22	433,33	421,32	409,34
335	496,85	484,83	472,73	460,55	448,53	436,27	424,54	412,48
337	500,41	488,18	476,17	464,19	451,88	439,61	427,89	415,67
339	503,97	491,82	479,64	467,46	455,23	442,95	430,82	418,89
341	507,52	495,34	483,12	470,85	458,46	446,31	434,17	422,03
343	511,13	498,86	486,59	474,28	461,80	449,66	437,52	424,96
345	514,31	502,42	490,07	477,71	465,15	453,01	440,87	428,31
347	518,37	505,98	493,58	481,19	468,92	456,36	444,22	431,66
349	522,01	509,99	497,14	484,66	472,27	459,71	447,57	435,01
351	525,65	513,18	500,66	488,14	475,62	463,06	450,50	438,36
353	529,34	516,78	504,22	491,66	478,97	466,41	453,85	441,71
355	532,98	520,42	507,82	495,59	482,32	470,18	457,20	444,64
357	536,71	523,69	511,38	498,73	486,09	473,52	460,97	447,99
359	540,10	527,70	514,98	502,25	489,44	476,88	463,90	451,34
361	544,16	531,39	518,62	505,81	491,79	480,23	467,67	454,69
363	547,89	535,07	522,26	509,49	496,56	483,99	471,02	458,04
365	551,65	538,80	525,90	513,01	499,90	487,34	474,36	461,39
367	555,42	542,53	529,55	516,61	503,67	490,09	477,71	464,74
369	559,23	546,25	533,23	520,21	507,02	494,46	481,06	468,08
371	563,04	550,02	536,96	523,39	510,79	497,81	484,83	471,85
373	566,85	553,79	540,64	527,54	514,14	501,16	488,18	475,20
375	570,70	557,56	544,37	531,18	517,91	504,93	491,95	478,55
377	574,56	561,32	548,09	534,86	521,68	508,28	495,30	481,90
379	578,45	565,18	551,86	538,59	525,03	512,06	498,65	485,25
381	582,59	568,99	555,63	542,27	528,79	515,40	502,00	489,02
383	586,24	572,84	559,44	546,00	532,56	519,16	505,77	492,37
385	590,13	576,73	563,25	549,77	536,33	522,93	509,12	496,14
387	594,07	580,58	567,06	553,54	539,68	526,28	512,88	499,49
389	598,04	584,48	570,87	557,31	543,45	530,05	516,65	502,84
391	601,98	588,37	574,72	561,07	547,22	533,82	520,00	505,77
393	606,00	592,35	578,57	564,88	550,98	537,59	523,77	510,79
395	609,98	596,24	582,43	568,69	554,88	541,35	527,54	513,72
397	613,91	600,22	586,32	572,50	558,18	544,28	530,89	517,07
399	618,01	604,16	590,26	576,40	562,41	548,47	534,65	520,84
401	622,08	608,18	594,19	580,25	566,22	552,24	538,42	524,61
403	626,14	612,15	598,13	584,14	570,03	556,01	542,19	527,96
405	630,20	616,17	602,27	588,04	573,89	559,78	545,96	531,72
407	634,30	620,19	606,04	591,98	577,74	563,54	549,73	535,49
409	638,40	624,29	610,06	595,87	581,59	567,31	553,50	539,26
411	642,51	628,31	614,04	599,80	585,36	571,50	556,84	543,04
413	646,65	632,37	618,06	603,74	589,33	575,27	560,61	546,38
415	650,80	636,48	622,08	607,71	593,27	578,62	564,38	550,15
417	654,98	640,58	626,14	611,65	597,16	582,80	568,57	553,91
419	659,17	644,73	630,20	615,71	601,10	586,57	572,34	557,68
421	663,36	648,87	634,26	619,69	605,08	590,76	576,10	561,45
423	667,59	653,02	638,36	623,75	609,01	594,53	579,87	555,22
425	671,81	657,16	642,47	627,77	612,99	598,29	583,64	558,99
427	676,09	661,35	646,57	631,83	617,01	602,48	588,25	572,75
429	680,36	665,58	650,71	635,89	621,03	606,25	591,60	576,52

Продолжение

Т, К	Относительная плотность при 288 К							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
431	684,63	669,80	654,86	639,99	625,05	610,01	595,36	580,29
433	688,90	674,03	659,04	644,10	629,07	614,20	599,13	584,48
435	693,21	678,26	663,23	648,20	633,13	617,97	603,32	588,24
437	697,56	682,53	667,42	652,34	637,15	622,16	607,09	592,01
439	701,92	686,80	671,65	656,49	641,29	626,35	611,27	596,20
441	707,15	691,12	675,83	660,68	645,35	630,11	615,04	599,97
443	710,58	695,43	680,10	664,86	649,50	634,30	618,81	603,74
445	715,02	699,74	684,37	669,05	653,60	638,49	623,00	607,92
447	719,42	704,05	688,65	673,24	657,75	642,67	627,18	611,17
449	723,86	708,45	692,92	677,47	661,89	646,87	630,53	615,46
451	728,29	712,80	697,23	681,70	666,08	652,72	634,72	619,23
453	732,73	717,20	701,54	685,92	670,27	654,81	639,32	623,42
455	737,21	721,60	705,90	690,24	674,45	659,00	643,09	627,60
457	741,69	725,99	710,25	694,51	678,68	663,19	647,28	631,79
459	746,17	730,43	714,60	698,82	682,91	667,25	651,47	635,56
461	750,69	734,87	718,96	703,13	687,18	671,44	655,65	639,74
463	755,15	739,35	723,35	707,44	691,41	675,62	659,84	643,93
465	759,78	743,83	727,79	711,80	695,68	679,81	663,61	647,70
467	764,34	748,31	732,19	716,15	700,00	684,04	667,80	651,89
469	768,91	752,83	736,67	720,51	704,30	688,27	671,98	656,07
471	773,51	757,35	741,10	724,90	708,62	692,54	676,17	660,26
473	778,12	761,91	745,58	729,30	712,93	696,81	680,35	664,45
475	782,76	766,44	750,06	733,37	717,28	701,04	684,54	668,21
477	787,37	771,01	754,54	738,18	721,64	705,39	688,73	672,40
479	792,02	775,61	759,07	742,61	726,03	709,71	692,92	676,59
481	796,71	780,21	763,55	747,05	730,43	714,02	697,52	680,77
483	801,40	784,86	768,15	751,53	734,83	718,41	701,71	684,96
485	806,13	789,46	772,72	756,05	739,26	722,68	705,89	689,15
487	810,82	794,11	777,28	760,53	743,70	727,08	710,08	693,33
489	815,55	798,80	781,88	765,05	748,14	731,43	714,69	697,52
491	820,32	803,45	786,49	769,62	752,62	735,83	718,87	702,13
493	825,09	808,18	791,14	774,18	757,10	740,35	723,06	706,73
495	829,87	812,87	795,74	778,70	761,58	744,66	727,67	710,50
497	834,68	817,60	800,43	783,31	766,10	749,10	731,85	714,69
499	839,45	822,33	805,08	787,91	770,50	753,58	736,46	719,29
501	844,31	827,10	809,73	792,52	775,14	758,02	740,65	723,48
503	849,17	831,88	814,46	797,13	779,62	762,50	744,83	726,83
505	854,02	836,65	819,19	801,77	784,17	767,02	749,44	732,27
507	858,88	841,46	823,92	806,46	788,88	771,50	754,04	736,46
509	863,78	846,28	828,65	811,11	793,44	776,02	758,23	740,65
511	868,68	851,09	833,42	815,80	798,09	780,59	762,84	745,25
513	873,62	855,95	838,20	820,53	802,69	785,15	767,44	749,86
515	878,56	860,85	842,97	825,22	807,34	789,71	772,05	754,04
517	883,62	865,57	848,04	830,24	812,45	794,61	776,82	759,03
519	888,48	870,60	852,60	834,72	816,68	798,88	780,84	762,84
521	893,46	875,50	857,46	839,45	821,37	803,49	785,44	767,44
523	898,44	880,41	862,31	844,27	826,06	808,14	790,05	772,05
525	903,47	884,96	867,17	849,04	830,79	812,78	794,65	776,23
527	908,49	890,32	872,06	853,86	835,52	817,43	799,26	780,84
529	913,56	895,30	876,97	858,57	840,25	822,09	803,87	785,44
531	918,63	900,29	881,87	863,49	845,02	826,77	808,47	790,05
533	923,69	905,31	886,81	868,34	850,21	831,50	813,08	794,66
535	928,80	910,34	891,75	873,24	854,57	836,19	817,68	799,26
537	933,91	915,36	896,69	878,10	859,38	840,32	822,29	803,15
539	938,68	920,43	901,42	883,0	864,16	850,42	831,50	813,08

Т, К	Относительная плотность при 288 К						
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	1,00
541	945,63	926,87	908,16	889,44	870,73	851,97	833,26
543	949,36	930,52	911,63	892,84	873,91	855,20	836,10
545	954,51	935,67	916,66	897,78	879,14	859,97	841,13
547	959,70	940,77	921,68	902,76	883,62	864,78	845,73
549	964,89	945,92	926,71	907,70	888,52	869,60	850,45
551	970,12	951,03	931,77	912,68	893,42	874,41	855,24
553	975,36	956,22	936,88	917,70	896,44	879,27	860,01
555	980,63	961,37	941,99	922,73	903,30	884,13	864,78
557	985,48	966,56	947,05	927,75	908,24	889,02	869,52
559	991,83	971,80	952,20	932,78	913,23	893,88	874,37
561	996,46	976,99	957,35	937,84	918,21	898,82	879,23
563	1001,76	982,22	962,50	942,95	923,19	903,72	884,04
565	1007,14	987,50	967,24	948,02	928,21	908,45	888,73
567	1012,45	992,73	972,85	953,12	933,24	913,60	893,76
569	1017,81	998,05	977,58	958,23	938,26	918,54	898,66
571	1023,21	1003,33	983,27	963,38	943,33	923,52	903,55
573	1028,61	1008,64	988,50	968,53	948,39	928,51	908,45
575	1034,01	1013,96	993,74	973,72	953,50	933,53	913,35
577	1039,42	1019,32	999,01	978,87	958,61	938,56	918,29
579	1044,86	1024,68	1004,29	984,11	963,72	943,58	923,27
581	1050,34	1030,03	1009,56	989,30	968,82	948,64	928,21
583	1055,78	1035,44	1014,88	994,53	973,97	953,67	933,20
585	1061,31	1040,84	1020,20	999,77	979,12	958,78	938,18
587	1066,79	1046,28	1025,56	1005,04	984,32	963,84	943,20
589	1072,32	1051,72	1030,92	1010,69	989,51	968,95	948,23
591	1077,85	1057,17	1036,28	1015,63	994,70	974,10	953,25
593	1084,05	1063,24	1041,68	1021,49	1000,52	979,80	958,06
595	1088,99	1068,14	1047,04	1026,19	1005,17	984,36	963,38
597	1094,56	1073,62	1052,48	1031,54	1010,40	989,40	968,45
599	1100,58	1079,15	1057,88	1036,86	1015,68	994,70	973,56
601	1105,78	1086,00	1063,32	1042,22	1020,95	999,89	978,66
603	1111,39	1092,29	1068,81	1047,62	1026,39	1005,12	983,77
605	1117,04	1095,77	1074,25	1053,02	1031,54	1010,32	988,92
607	1122,65	1101,34	1079,78	1058,42	1036,86	1015,55	994,07
609	1128,38	1106,95	1085,26	1063,82	1042,18	1020,83	999,22
611	1134,08	1112,56	1090,79	1069,27	1047,54	1026,10	1004,41
613	1139,77	1118,17	1096,31	1074,71	1052,90	1031,08	1009,61
615	1145,51	1123,82	1101,88	1080,15	1058,30	1036,65	1014,84
617	1151,24	1129,47	1107,45	1085,68	1063,70	1041,96	1020,03
619	1156,98	1135,17	1113,65	1091,16	1069,10	1047,29	1025,26
621	1162,76	1140,82	1118,63	1096,23	1074,54	1052,65	1030,54
623	1168,54	1146,51	1124,24	1102,22	1079,94	1057,96	1035,81
625	1174,44	1152,33	1129,93	1107,83	1085,51	1063,45	1041,17
627	1180,17	1157,52	1135,50	1113,31	1090,87	1068,72	1046,36
629	1185,99	1163,72	1141,15	1118,88	1096,35	1073,71	1051,68
631	1191,86	1169,46	1146,80	1124,45	1101,88	1079,52	1057,00
633	1197,72	1175,24	1152,50	1130,06	1107,37	1084,97	1062,36
635	1203,58	1181,01	1158,24	1135,67	1112,89	1090,41	1067,68
637	1209,48	1186,83	1163,93	1141,32	1118,46	1095,85	1073,08
639	1214,59	1196,17	1172,01	1149,24	1127,50	1100,71	1078,29
641	1220,62	1200,61	1174,73	1151,91	1128,88	1106,15	1083,17
643	1227,28	1204,38	1181,18	1158,28	1135,17	1112,31	1089,24
645	1233,22	1210,24	1186,96	1163,97	1140,78	1117,83	1094,68
647	1239,21	1216,10	1192,74	1169,67	1146,39	1123,36	1100,08
649	1245,20	1222,00	1198,56	1175,40	1152,04	1128,89	1105,57

Т, К	Относительная плотность при 288 К							
	0,65	0,70	0,75	0,80	0,85	0,90	0,95	1,00
651	1251,18	1227,90	1204,37	1181,14	1157,65	1134,16	1111,01	1087,98
653	1257,21	1233,85	1210,24	1186,87	1163,30	1140,02	1116,49	1093,09
655	1263,24	1239,79	1216,10	1192,65	1169,00	1145,59	1121,98	1098,49
657	1269,31	1245,78	1221,96	1198,43	1174,69	1151,20	1127,50	1103,89
659	1275,38	1251,77	1227,40	1204,25	1180,38	1156,81	1133,03	1109,33
661	1281,45	1256,92	1233,72	1210,03	1186,12	1162,42	1138,56	1114,78
663	1287,57	1263,74	1239,67	1215,89	1191,86	1168,08	1144,13	1120,22
665	1293,68	1269,77	1245,57	1221,71	1197,59	1173,56	1149,65	1125,29
667	1299,79	1275,80	1251,52	1227,57	1203,37	1179,00	1155,26	1131,19
669	1305,95	1281,87	1257,46	1233,42	1209,15	1185,07	1160,83	1136,72
671	1312,10	1287,94	1263,45	1239,33	1214,93	1190,81	1166,44	1142,20
673	1318,30	1294,01	1269,48	1245,24	1220,75	1196,50	1172,97	1147,77
675	1324,50	1300,13	1275,47	1251,14	1226,57	1202,24	1178,58	1153,17
677	1330,70	1306,24	1281,50	1257,50	1232,39	1207,98	1183,23	1158,86
679	1336,93	1312,39	1287,52	1263,03	1238,25	1213,75	1189,05	1164,43
681	1339,78	1318,51	1293,60	1268,98	1244,41	1219,53	1194,70	1170,00
683	1349,41	1324,70	1299,67	1274,96	1250,01	1225,31	1200,40	1175,61
685	1355,69	1330,86	1305,74	1280,95	1255,87	1231,09	1206,09	1181,22
687	1361,97	1337,05	1311,81	1286,94	1261,82	1236,91	1211,83	1186,83
689	1368,71	1343,25	1318,00	1292,63	1267,72	1242,73	1217,56	1192,48
691	1374,61	1349,45	1324,08	1299,00	1273,67	1248,59	1223,30	1198,14
693	1381,77	1356,56	1331,03	1305,36	1280,37	1255,20	1229,79	1204,54
695	1387,30	1362,01	1336,38	1311,14	1285,60	1260,31	1234,86	1209,48
697	1393,66	1368,25	1342,54	1317,21	1291,59	1266,21	1240,67	1215,22
699	1400,02	1371,55	1348,74	1323,28	1297,57	1271,70	1246,45	1220,91
701	1406,43	1380,85	1354,93	1329,39	1303,60	1278,02	1252,27	1226,65
703	1412,84	1387,17	1461,17	1335,55	1309,63	1283,97	1258,13	1232,35
705	1419,07	1393,49	1367,40	1341,66	1315,66	1289,91	1263,95	1238,12
707	1425,73	1399,69	1373,65	1374,82	1321,73	1295,65	1269,86	1243,90
709	1432,18	1406,22	1379,93	1354,01	1327,80	1301,84	1275,72	1249,68
711	1438,67	1412,58	1386,21	1360,17	1333,87	1307,83	1281,62	1255,50
713	1445,16	1418,99	1392,49	1366,36	1339,98	1313,86	1287,53	1261,27
715	1451,65	1425,40	1398,81	1372,60	1346,10	1319,89	1293,43	1267,09
717	1457,84	1421,47	1405,09	1378,71	1351,92	1325,54	1298,74	1272,37
719	1467,71	1438,25	1411,45	1385,04	1358,37	1331,82	1305,32	1278,77
721	1471,32	1444,70	1417,82	1391,32	1364,52	1338,02	1311,31	1284,68
723	1477,86	1451,19	1424,22	1397,60	1370,72	1344,05	1317,29	1290,54
728	1492,43	1467,43	1436,03	1409,19	1386,21	1357,82	1330,06	1303,56
733	1510,93	1483,80	1456,30	1429,20	1401,82	1372,89	1345,60	1318,51
738	1527,72	1500,21	1472,50	1445,16	1417,53	1390,14	1404,42	1335,09
743	1544,39	1516,79	1488,74	1461,19	1433,31	1405,68	1377,37	1350,12
748	1561,30	1533,42	1505,15	1477,31	1449,18	1421,29	1393,20	1365,23
753	1578,26	1550,10	1521,61	1493,51	1465,13	1436,99	1408,69	1380,43
758	1595,34	1566,95	1538,19	1509,84	1481,21	1452,82	1424,22	1395,71
763	1612,55	1583,91	1554,85	1526,26	1496,91	1468,69	1439,84	1411,12
768	1629,80	1600,91	1571,60	1542,75	1513,53	1484,68	1455,58	1426,44
773	1647,21	1618,03	1588,47	1559,37	1529,94	1500,76	1471,41	1442,14
778	1664,67	1635,24	1605,54	1576,04	1546,35	1516,46	1487,28	1457,76
783	1682,26	1652,57	1622,43	1592,83	1567,45	1533,16	1503,27	1473,50
788	1699,92	1669,95	1639,59	1609,66	1579,47	1549,54	1519,35	1489,29
793	1717,68	1687,45	1656,80	1626,66	1595,21	1565,95	1535,55	1505,20
798	1735,54	1705,07	1674,13	1643,65	1612,97	1582,48	1551,80	1521,19
803	1753,52	1722,78	1691,55	1660,90	1629,88	1599,11	1568,12	1537,27
813	1782,11	1753,85	1722,19	1695,49	1663,92	1632,60	1592,74	1569,71
823	1826,37	1791,50	1762,22	1730,41	1698,33	1666,47	1637,79	1602,46

ПРИЛОЖЕНИЕ 4

Физические свойства насыщенного водяного пара

Давление (абсолютное)		Темпера- тура		Удель- ный объем, м ³ /кг	Плот- ность, кг/м ³	Энтальпия жидкости		Энтальпия пара		Теплота парообразо- вания	
10 ⁶ Па	ат	К	°С			$i' \cdot 10^{-3}$, Дж/кг	$i'' \cdot 10^{-3}$, ккал/кг	$i''' \cdot 10^{-3}$, Дж/кг	i'''' , ккал/кг	$r \cdot 10^{-3}$, Дж/кг	r , ккал/кг
4,9	50	535,8	262,7	0,04007	24,96	1143	272,7	2780	663,4	1637	390,7
5,88	60	547,4	274,3	0,03289	30,41	1199	286,1	2763	659,5	1565	373,5
6,86	70	557,6	284,5	0,02769	36,12	1249	298,0	2746	655,3	1497	357,3
7,85	80	566,7	293,6	0,02374	42,13	1294	308,8	2726	650,6	1432	341,8
8,83	90	575,0	301,9	0,02064	48,45	1337	319,0	2705	645,6	1369	326,7
9,81	100	582,6	309,5	0,01815	55,11	1377	328,7	2684	640,5	1306	311,8
11,77	120	596,2	323,1	0,01437	69,60	1455	347,3	2638	629,7	1183	282,4
13,72	140	608,1	335,0	0,01164	85,91	1531	365,3	2592	618,6	1061	253,3
15,69	160	618,8	345,7	0,00956	104,60	1606	383,4	2540	606,3	934	222,8
17,65	180	628,5	355,4	0,00782	128,00	1684	401,9	2483	592,6	799	190,7
19,61	200	637,3	364,2	0,00614	162,90	1783	425,6	2400	572,8	617	147,3
22,07	225	647,1	374,0	0,00347	288,00	2100	501,1	2100	501,1	0	0

ПРИЛОЖЕНИЕ 5

Тепловые сопротивления отложений на поверхностях теплообмена

Теплоносители	$\frac{\delta}{\lambda}$, (м ² ·К)/Вт
Чистый водяной пар	0,00006
Мягкий пар, содержащий масло . .	0,000086
Вода очищенная	0,000172
Вода мягкая	0,00026—0,00043
Вода жесткая	0,00043—0,00086
Пары органических жидкостей . .	0,000086
Органические жидкости, рассолы, жидкие хладагенты	0,000172
Нефтяные пары	0,00043—0,000515
Нефтепродукт светлый	0,000315—0,0006
Нефть и мазут	0,00086—0,0013
Гудрон, крекинг-остаток, шлам . . .	0,0086—0,0172
Слой парафина или кокса	≥ 0,0086
Воздух	0,00035

ПРИЛОЖЕНИЕ 6

Пределы применения основных хладагентов и теплоносителей реакционных систем нефтеперерабатывающей промышленности

Хладагент или теплоноситель	Допустимые пределы	
	рабочих температур в реакторах, К	давление в системе циркуляции теплоагента, Па
Аммиак	240—280	Вакуум или давление до $0,5 \cdot 10^6$
Пропан	260—280	$0,23 \cdot 10^6$ — $0,61 \cdot 10^6$
Изобутан	275—280	$0,25 \cdot 10^6$ — $0,32 \cdot 10^6$
Вода и ее насыщенный пар . . .	300—500	$0,1 \cdot 10^6$ — $4,1 \cdot 10^6$
Дымовые газы	700—1300	$0,1 \cdot 10^6$
Катализаторы-теплоносители, алюмосиликаты и др.	670—850	$0,15 \cdot 10^6$ — $3,1 \cdot 10^6$

ПРИЛОЖЕНИЕ 7

Средняя массовая теплоемкость газов при постоянном давлении C_{pm} [в кДж/(кг · К)] [149]

T, К	O ₂	N ₂	CO	CO ₂	H ₂ O	SO ₂
273	0,7148	1,0304	1,0396	0,8147	1,8594	0,6071
300	0,9169	1,0308	1,0400	0,8286	1,8632	0,6150
500	0,9391	1,0362	1,0484	0,9207	1,9004	0,6682
700	0,9688	1,0500	1,0664	0,9906	1,9557	0,7122
900	0,9960	1,0697	1,0894	1,0463	2,0181	0,7415
1100	1,0182	1,0886	1,1120	1,0902	2,0847	0,7653
1300	1,0371	1,1103	1,1330	1,1267	2,1445	0,7850
1500	1,0530	1,1279	1,1514	1,1564	2,2195	—
1700	1,0664	1,1443	1,1677	1,1811	2,2827	—
1900	1,0789	1,1581	1,1815	1,2020	2,3417	—
2100	1,0902	1,1706	1,1941	1,2200	2,3978	—
2300	1,1003	1,1815	1,2045	1,2351	2,4489	—

Абсорбент

- насыщенный 65 сл.
- тощий 51, 56, 58, 67
- Абсорбер фракционирующий 5, 49 сл.
- высота 52, 72, 73
- гидравлический расчет тарелок 52, 73 сл.
- диаметр 52, 70 сл.
- материальный баланс 56, 57
- расчетная схема 50
- составы потоков 58 сл.
- тепловой баланс 51, 61 сл.
- точки отвода абсорбента 65 сл.
- число тарелок 64, 65

Абсорбция 50 сл.

Авогадро — Дальтона уравнение 40 сл.

Андервуда уравнение 17, 18

Аппараты

- массообменные 5 сл.
- реакционные 198 сл.
- теплообменные 93 сл.
- выбор 98
- коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи 100 сл.
- поверхность теплообмена 104
- средний температурный напор 97, 98
- схема 98
- тепловая нагрузка 97 сл.
- теплоносители 99
- типа «труба в трубе» 95 сл.

Аэродинамическое сопротивление пучка труб 106, 118 сл.

Багатурова уравнение 14, 15

Бакланова метод 173, 174

Баланс(ы)

- материальный десорбера 56 сл.
- пропановой колонны 8, 14 сл.
- реакторов 215 сл., 259 сл., 291, 292, 318
- регенератора катализатора 240 сл.
- фракционирующего абсорбера 56, 57
- экстракционной колонны 78, 80 сл.

Баланс(ы)

- тепловой десорбера 51, 63, 64
- реакторов 214, 217 сл., 265, 279, 283 сл.
- регенератора катализатора 240 сл.
- трубчатой печи 160
- фракционирующего абсорбера 51, 61 сл.
- экстракционной колонны 80, 85

Бахшияна формула 164

Белокоя методы 112, 137, 184, 190 сл.

Воздухораспределительная решетка 249, 250

Воинова формула 175, 291

Время пребывания катализатора в регенераторе 248

парогазовой смеси в реакционном змеевике 210 сл.

Вязкость динамическая 48 сл.

кинематическая 99 сл.

Гесса закон 295

Гидравлическое сопротивление 11, 73 сл 108, 229 сл.

коэффициент 176, 177, 184 сл., 212

тарелок 73 сл., 77, 78

Грасгофа уравнение 97, 135, 137, 173

Гросса уравнение 99, 109

Давление

- в ректификационной колонне 6, 9 сл.
- насыщенных паров 9 сл.
- парогазовой смеси в реакционном змеевике 210, 211
- под распределительной решеткой 248
- приведенное 37
- сырья на входе в змеевик печи 174 сл.
- у основания зоны отпарки 226, 248, 249

Дальтона закон 132

- Десорбер 50 сл
диаметр 52, 70 сл
материальный баланс 56 сл
температурный режим 60, 61
тепловой баланс 51, 63, 64
- Десорбция 5, 50 сл
- Диаграмма
Кокса 124, 126, 130, 175
Кремсера 54 55
равновесия 79, 81
- Динамическая вязкость 48 сл
- Закон
Гесса 295
Дальтона 132
- Индекс противоточности 118
- Испаритель пропановой колонны 145 сл
коэффициенты теплоотдачи 148 сл
нагрузочная характеристика 146, 152
поверхность теплообмена 153
расход пара 147, 148
температурный напор 148
тепловая нагрузка 146, 147
- Кинематическая вязкость 99 сл
- Кипятильник («нулевая» отгонная тарелка) 27
- Кокса диаграмма 124, 126, 130, 175
- Колонна
отгонная ректификационная 39 сл
высота 49
диаметр 47
питательная секция 46 сл
составы сырья и фаз 40 сл
энтальпия и температура сырья 46, 47
- пропановая 6 сл
высота 38, 39
давление и температура 9 сл
диаметр 36 сл
испаритель 145 сл
материальный баланс 8, 14 сл.
орошение 13 сл
отгонная часть 6, 7, 11, 18, 21 сл
питательная секция 6, 18, 28 сл
составы сырья и фаз 7 сл
укрепляющая часть 6, 11, 18 сл
- экстракционная 78 сл.
высота 81, 91, 92
диаметр 80, 86 сл
материальный баланс 80 сл
теоретические тарелки 80, 86
тепловой баланс 80, 85
- Конденсатор парциальный 33
- Конденсатор холодильный 6 сл
119 сл
выбор 135 136
дисконт 121 сл
- Конденсация 9 сл.
- Константа
скорости реакции 252 сл
фазового равновесия 9, 10, 19, 27 сл,
126 сл
химического равновесия 252, 254,
259 сл
- Концентраций уравнение 20, 27
- Коэффициент(ы)
гидравлического сопротивления 176,
177, 184 сл, 212
динамической вязкости 150, 170, 194
см также Вязкость динамическая
заполнения 305
избытка воздуха 156, 185, 191, 195, 239
извлечения 52 сл
кинематической вязкости 150, 171 см
также Вязкость кинематическая
местного сопротивления 74, 181 сл
оребрения 103
относительной летучести 6, 11, 19,
21 сл
полезного действия
тарелки 49, 86
топки 160
трубчатых печей 154, 158, 184 сл,
201, 209
прозрачности газовой среды 168
распределения 86
сжимаемости 37, 270
сокращения количества газа 66
сопротивления сухой тарелки 77, 78
теплоотдачи 96, 100 сл
приведенный 105, 114 сл
теплопередачи 96, 103, 106 сл
теплопроводности 99 сл
экстракции 86
- Кратность циркуляции катализатора 217
- Кремсера диаграмма 54, 55
- Критерий
Прандтля 100 сл, 193 сл
Рейнольдса 96, 100 сл, 139, 143,
193 сл
Эйлера 179
- Кружиллина уравнение 148
- Крзга формулы 71, 72, 77, 106
- Мамедова формула 138, 149, 293
- Материальный баланс
десорбера 56 сл.
пропановой колонны 8, 14 сл
реактора
алкилирования 318
каталитического риформинга
259 сл, 274 сл, 280 сл
пиролиза 215
полимеризация 291, 292
регенератора катализатора 240 сл
фракционирующего абсорбера 56, 57
экстракционной колонны 78, 80 сл

Менделеева — Клапейрона уравнение 148

Метод (ы)

Баклановца 173, 174

Белокоца 112, 137, 184, 190 сл.

«от тарелки к тарелке» 6, 18, 21 сл.

подбора 17

постепенного приближения 10 сл, 51 сл, 200

Трегубова, аналитический 12, 126

Нагрузочная характеристика испарителя 146, 152

Напор

потери 174 сл

температурный 148, 112, 113

Насыщенный абсорбент 65 сл

Нельсона формула 173, 195

Оребрение поверхности теплообмена 103 сл.

Орошение

минимальное 17 сл

паровое 7 сл

полное 13 сл

холодное 7 сл.

Отгонная ректификационная колонна 39 сл

Печь трубчатая

вертикальная цилиндрическая

конвекционная камера 192 сл

к п д 184, 186, 187

лучистый теплообмен 190 сл

полезное тепло 186 сл

радиантные трубы 188 сл

расход топлива 186, 188

расчет горения 185 сл

скорость сырья 190

схема потоков 189

градиентного типа см также Реактор пиролиза

к п д 201, 209

расход топлива 209

расчет горения 202, 203

состав сырья и пирогаза 203 сл

схема 199

температура реакции конечная 204 сл

тепловая нагрузка 206 сл

с излучающими стенками топки

к п д 154, 158

поверхности нагрева 159 сл, 169 сл

потери напора 174 сл

радиантные трубы 159 сл

расход топлива 159

расчет горения 155 сл

схема 161

Печь трубчатая

температура дымовых газов 163

тепловая нагрузка 158, 159

уравнение теплового баланса 160

Питательная секция

отгонной колонны 46 сл

пропановой колонны 6, 18, 28 сл

Поверхность

нагрева трубчатой печи 159 сл, 169 сл.

теплообмена 104 сл

испарителя пропановой колонны 153

холодильника воздушного охлаждения 106, 117, 118

Потери напора 174 сл

Правило аддитивности 62

Прандтля критерий 100, 193

Процессы

абсорбции 50 сл

горения 155 сл

десорбции 5, 50 сл

массообменные 5 сл

теплообменные 93 сл

химические 199 сл

Равновесие

фазовое 27 сл

химическое 259 сл

Реактор (ы)

алкилирования, горизонтальный

материальный баланс 318

посекционный расчет 307 сл

размеры 319

каталитического риформинга

материальные балансы 259 сл, 274 сл, 280 сл

размеры 268 сл, 279, 280, 287

тепловые балансы 265 сл, 279, 283 сл.

пиролиза, трубчатый см также Печь трубчатая градиентного типа
давление у основания десорбера 226

зона отпарки 226, 228

материальный баланс 215 сл.

размеры 214, 217 сл

распределительные решетки 226 сл

тепловой баланс 214, 217

циклоны 231, 232

полимеризации, кожухотрубчатый

материальный баланс 291, 292

размеры 296 сл

расчет количества хладагентов 298 сл

тепловой баланс 292 сл

установки каталитического крекинга
время пребывания парогазовой смеси 210 сл

потери напора 212 сл

Реакционные аппараты 198 сл
 Регенератор катализатора
 воздухораспределительные решетки
 249, 250
 время пребывания катализатора 248
 давления 248 сл
 материалы балансы 240 сл
 полнота сгорания углерода 235 сл
 размеры 244 сл
 расчет количества газов 236 сл
 температуры катализатора 248, 249
 тепловые балансы 240 сл
 циклоны 251
 Режим (ы)
 орошения
 минимального 13 сл
 полного 17 сл
 температурный десорбера 60, 61
Рейнольдса критерий 96, 100 сл, 139,
 143, 193 сл

Саудерса и Брауна уравнение 70, 71
 Сжимаемость газов 37 сл
 Силы поверхностного натяжения 74
 Скорость парогазовой смеси на входе в
 змеевик печи 162, 163, 190

Сопротивление
 аэродинамическое 106, 118 сл
 гидравлическое 11 73 сл 108, 229 сл
 тепловое 103, 106 112, 115, 144 152,
 336

Степень черноты 168, 191

Степень контакта 5 сл

Тарелка (и)

идеальная 5
 из S-образных элементов 76 сл
 гидравлическое сопротивление 77,
 78
 клапанная 70 сл
 гидравлическое сопротивление
 73 сл
 колпачковая 70
 «нулевая» отгонная 27
 провальные 70
 ситчатые (перфорированные) 86 сл
 схема 88
 теоретические 6 сл
 минимальное число 13 сл

Температурный режим десорбера 60, 61

Тепловая нагрузка
 испарителя 145 сл
 кипяtilьника пропановой колонны
 84 сл
 кожухотрубчатого конденсатора хо
 лодильника 132
 теплообменных аппаратов 97 сл
 трубчатой печи 158, 159
 холодильника воздушного охлажде
 ния 106 сл.

Тепловой баланс 51, 61 сл

десорбера 51, 63, 64

реактора

каталитического риформинга

265 сл, 279, 283 сл

пиролиза 214, 217 сл

полимеризации 292 сл

регенератора катализатора 240 сл

трубчатой печи 160

фракционирующего абсорбера 51,
 61 сл

экстракционной колонны 80, 85

Теплонапряжение

поверхности

нагрева испарителя 146

радиантных труб печи 154, 160,
 188 сл

топочного объема трубчатой печи
 162 сл

Теплообмен

конвективный 105 сл

лучистый 190 сл

Теплообменные аппараты 5 сл

Теплота

конденсации 62, 137, 141

образования 208

парообразования 298

растворения 61

реакции 201

сгорания топлива, низшая 155 185
 242

Тоший адсорбент 51, 56, 58, 67

Треугова метод, аналитический 12 126

Уравнение (я)

Авогадро — Дальтона 40 сл

Андервуда 17, 18

Багатурова 14, 15

Дарси — Вейсбаха 202

изотермы 51

концентраций 20, 27

Кремсера 50

Кружилина 148

Менделеева — Клапейрона 148

равновесия фаз 9 сл

Саудерса и Брауна 70, 71

Фенске — Андервуда 14

Фазовое равновесие, константы 9 10
 19, 27 сл, 126 сл

Фенске — Андервуда уравнение 14

Флегмовое число 6, 17 сл

Формула (ы)

Альдерса 86

Бакланова 173

Бахшияна 164

Белогона 192

Воинова 175, 291

Формула(ы)

Грасгофа 97, 135, 137, 173
Гросса 99, 109
Крэга 71, 72, 77, 106
Кусакова 293
Мамедова 138, 149, 293
Манна 272, 274
Нельсона 173, 195
Шмидта 205
Этвиша 149
Якимова 183

Холодильник

аэродинамическое сопротивление пучка труб 106, 118, 119
коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи 109 сл.
поверхность теплообмена 106, 117, 118
расход воздуха 107, 108
средний температурный напор 112, 113
тепловая нагрузка 106 сл.
характеристика труб 108

Циклоны 231 сл

Циркуляция катализатора 217 сл.

Число

нулевых продуктовых концентраций 17
паровое
 минимальное 17 сл.
 рабочее 6, 21 сл.
практических тарелок в абсорбере 64, 65
степеней проектирования 13, 15
 в адсорбере 51
теоретических тарелок
 в ректификационной колонне 6., 21, 33, 48 сл.
флегмовое
 минимальное 17 сл.
 рабочее 6, 18, 19, 29, 33 сл.

Шмидта формула 205

Эйлера критерий 179

Экстракционная колонна 78 сл.

Экстракция 79 сл

Энтальпия

жидкостей 21 сл., 328 сл

паров 20 сл., 332 сл

Этвиша формула 149

Якимова формула 183