



Г.И. Иванов

А.А. Ляпков

В.В. Бочкарев

**РАСЧЕТЫ РЕАКЦИОННОЙ
АППАРАТУРЫ ХИМИЧЕСКИХ
ПРОИЗВОДСТВ**

Nitro PDF
www.nitropdf.com



Томск 2002

Министерство образования Российской Федерации
Томский политехнический университет

Г.Н. Иванов, А.А. Ляпков, В.В. Бочкарев

РАСЧЕТЫ РЕАКЦИОННОЙ АППАРАТУРЫ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебное пособие

Томск 2002

УДК 66.023.001.24:541.124

Иванов Г.Н., Лялков А.А., Бочкарев В.В. **Расчеты реакционной аппаратуры химических производств. Учебное пособие.** - Томск: Изд. ТПУ, 2002. - 114 с.

В учебном пособии изложены основные методы расчета реакционной аппаратуры процессов химической технологии органических веществ, рассмотрено большое количество примеров, раскрывающих представление материальных и тепловых балансах химических реакторов, о способах и приемах расчета объемов реакционной зоны и других характеристик реакторов с учетом кинетических и практических данных. Каждая глава, кроме теоретической части, содержит решения различных задач, помогающих усвоению материала. Изложение пособия построено с учетом активного использования ЭВМ.

Работа подготовлена на кафедре технологии основного органического синтеза Томского политехнического университета и предназначена для студентов химико-технологических специальностей вузов.

Печатается по постановлению Редакционно-издательского Совета Томского политехнического университета

Рецензенты:

Бондалетов В.Г., к.х.н., директор ООО "Химпроцесс", г. Томск;

Приходько С.И., директор ООО "Полипак", г. Томск

И 20503 - 2002

Темплан 2002

© Томский политехнический университет, 2002

Содержание

Введение	4
1. Расчет ОРЗ	4
2. Материальные балансы идеальных реакторов	6
2.1. Идеальный периодический реактор полного смешения	6
2.2. Непрерывный реактор идеального вытеснения (РИВ)	7
2.3. Непрерывный реактор идеального смешения (РИС)	8
2.4. Каскад реакторов идеального смешения	9
3. Тепловые балансы реакционных устройств	11
3.1. Идеальные реакторы	12
3.1.1. Модель РИВ. Режим без внешнего теплообмена	12
3.1.2. Модель РИВ. Режим с внешним теплообменом	14
3.1.3. Модель РИС. Каскад РИС	18
3.1.4. Модель РПД	18
3.2. Реальные реакторы	22
3.2.1. Трубчатая конструкция. Модель диффузионная	22
3.2.2. Емкостная аппаратура с мешалками (типа кубовой)	23
3.2.3. Модель с радиальным переносом в круглой трубе	23
3.3. Тепловые эффекты сложных реакций	24
3.4. Прикладное значение	25
4. Примеры расчета ОРЗ идеальной аппаратуры	25
4.1. Итерационные методы	25
4.2. Графоаналитические методы	48
5. Комплексный расчет материальных и тепловых балансов, объема зоны реакции для технологического участка химического производства	58
5.1. Материальный баланс	60
5.2. Основной аппарат	71
5.2.1. Технологические расчеты	74
5.2.2. Тепловые расчеты	82
5.2.3. Расчет подконтактного холодильника	86
5.3. Расчеты вспомогательного оборудования	95
5.3.1. Расчет спиртоиспарителя	95
5.3.2. Расчет перегревателя	105
Литература	113

Nitro PDF Trial
www.nitropdf.com

Введение

Мощность технологической аппаратуры в проектируемых производствах должна соответствовать проектному заданию и отражать конкретно те количественные оценки, которые предусмотрены материальными балансами соответствующих позиций. Определяющими позициями в технологической цепочке в этом смысле являются реакционные устройства, т.к. они обеспечивают химическую переработку сырья в целевой продукт. В этой связи определение размера зоны химического превращения (ОРЗ) является главной задачей при проектировании будущей конструкции.

Достижение этой цели основывается на решениях различных по сложности математических зависимостей, соответствующих тому или иному реакционному устройству. Следует оговорить, что используемые рекомендации в данном сборнике связаны с условием протекания процессов в кинетической (или псевдокинетической) области.

1. Расчет ОРЗ

Наиболее простое выражение, позволяющее определить ОРЗ, представляется зависимостью

$$V = U \cdot \tau, \quad (1)$$

где U – объемный расход, $\text{м}^3/\text{с}$; τ – время контакта, с; V – ОРЗ, м^3 .

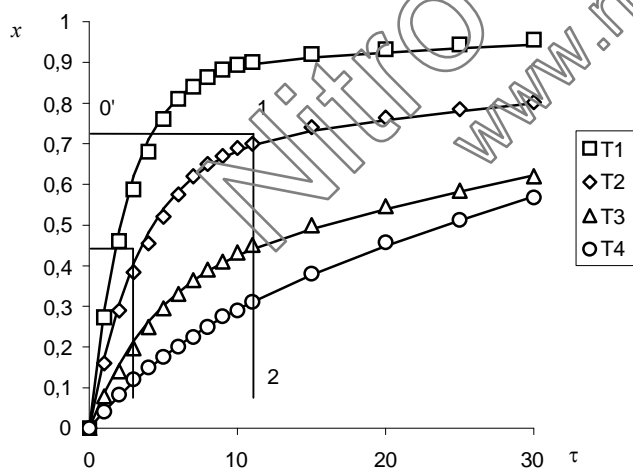


Рис. 1. Зависимость $x = f(T, \tau)$

Эта зависимость применима к любым проточным реакторам, но требует информации по τ , которое является нелинейной функцией степени превращения, давления, температуры, концентраций и конкретного типа реакции. Обычно эту информацию для идеального представления получают из публикаций (отчетов) по исследуемой реакции, используемой в проекте. Зачастую, это бывает график, подобный представленному на рис. 1.

Для идеализированных реакторов трубчатого или кубового (РПД) типов определение τ производится прямым отсчетом по заданному значению x .

Для примера это может соответствовать построению линии 0'-1 при температуре T и измеренного в арифметическом масштабе отрезка 0-2. Далее определение ОРЗ производится по (1).

Для реакторов с мешалками непрерывного действия (кубового типа) в зависимость (1) необходимо добавлять корректирующий множитель K , т.к. время контакта будет больше, чем определенное для РИВ

$$V = U \cdot \tau \cdot K,$$

при тех же показателях по x , что и для реактора вытеснения. Новое время контакта

$$\tau = \tau \cdot K, \quad (2)$$

рекомендуется определять следующим образом.

Допустим, имеем график зависимости $x = f(\tau)$ в следующем представлении (рис. 2). Требуется определить по этому графику время контакта для реактора с мешалкой непрерывного действия при конверсии $x=0,43$ (точка B).

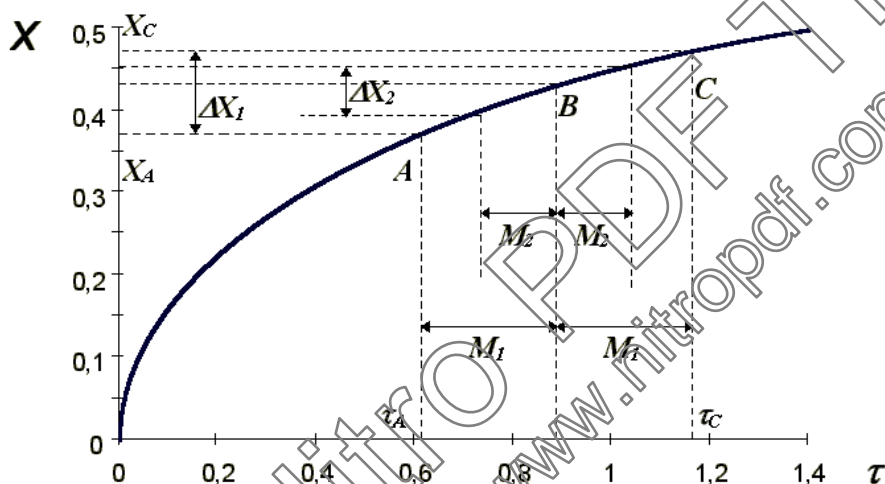


Рис. 2. Зависимость $x = f(\tau)$

Подготовительная работа для решения данной задачи состоит в том, что на графике (рис. 2) в окрестности ординаты для точки B справа и слева проводятся отрезки на равных произвольных расстояниях M_1 (или M_2). Фиксируются точки пересечения отрезков с кривой зависимости $x = f(\tau)$ и с осью времени. Результаты при этом получим следующие:

Точка A $x_A=0,37$ $\tau_A=0,61$;

Точка C $x_C=0,47$ $\tau_C=1,172$.

Искомое время контакта определяется условием (2)

$$\tau = \frac{\tau_C - \tau_A}{x_C - x_A} \cdot x_B$$

$$\text{или } \tau = \frac{1,172 - 0,61}{0,47 - 0,37} \cdot 0,43 = 2,42 .$$

Аналитически вычисленное значение τ равняется 2,5 мин.

2. Материальные балансы идеальных реакторов

Процессы химической технологии по своей природе являются стохастическо-детерминированными. Поэтому при составлении моделей процессов учитываются как детерминированные составляющие (физико-химические закономерности процессов), так и вероятностно-стохастические составляющие в виде материальных и тепловых моделей структуры потоков.

В зависимости от вида функции распределения все разнообразие математических моделей потоков, возникающих в различных аппаратах, может быть представлено в виде некоторых типовых моделей: идеального вытеснения, идеального смешения, диффузионной, ячеечной, комбинированных моделей.

Принятые в дальнейшем обозначения:

r_i – скорость реакции любого типа (по ключевому компоненту), моль/(м³·с);

x – степень превращения;

ω – линейная скорость потока, м/с;

W – объемный расход, м³/с;

C – текущая концентрация, моль/м³;

C_0 – начальная концентрация, моль/м³;

N_0 – начальная загрузка, моль;

V – ОРЗ, м³;

τ – время контакта, с;

l – длина реакционной зоны, м;

q – мольная удельная нагрузка, моль/м²;

F_i – мольный расход ключевого компонента, моль/с;

D – диаметр трубчатки, м.

2.1. Идеальный периодический реактор полного смешения

Условием идеального реактора периодического действия (РПД) является отсутствие градиента концентраций и температур по его объему, что может быть лишь при достаточно интенсивном перемешивании. В РПД концентрации веществ изменяются только во времени, а в каждый данный момент времени концентрации и скорости постоянны по его объему.

Материальный баланс в дифференциальной форме

$$dn_i = V \cdot r_i \cdot d\tau.$$

Характеристические уравнения для РПД:

$$\tau = \int_{n_{i,0}}^{n_i} \frac{dn_i}{V \cdot r_i}.$$

Если реакционный объем остается постоянным, то

$$\tau = \frac{N_{i,0}}{V} \int_{x_{i,0}}^{x_i} \frac{dx_i}{r_i} \quad \text{или} \quad \tau = C_{i,0} \cdot \int_{x_{i,0}}^{x_i} \frac{dx_i}{r_i} \quad \text{или} \quad V = \frac{N_{i,0}}{\tau} \cdot \int_{x_{i,0}}^{x_i} \frac{dx_i}{r_i}.$$

В случае гетерогенно-каталитической реакции из дифференциального уравнения баланса ($dn_i = m_k r_i d\tau$) получаем

$$\tau = \frac{1}{m_k} \int_{n_{i,0}}^{n_i} \frac{dn_i}{r_i},$$

и при постоянстве объема во времени реакции имеем следующую концентрационную форму уравнения:

$$\tau = \frac{1}{m_k/V} \int_{C_{i,0}}^{C_i} \frac{dC_i}{r_i}.$$

Здесь m_k/V – масса катализатора в единице объема смеси за вычетом объема, занимаемого катализатором.

2.2. Непрерывный реактор идеального вытеснения (РИВ)

Условие идеальности такого аппарата состоит в том, что каждый элемент реакционной массы в данном поперечном сечении движется вдоль оси потока с одинаковой линейной скоростью (поршневой режим). Это предполагает отсутствие торможения потока стенками или насадкой, а также отсутствие диффузионных явлений, из которых наиболее значимо продольное (или обратное) перемешивание. При стационарном режиме работы, т.е. при постоянстве скорости подачи и состава исходной смеси, а также условий теплообмена, каждый элемент потока пребывает в таком реакторе в течение одинакового времени, а концентрации и температура в каждом поперечном сечении остаются постоянными. При этом, в отличие от РПД, в РИВ концентрации веществ изменяются не во времени, а по длине аппарата. Уравнение материального баланса в дифференциальной форме: $dF_i = r_i dV$.

Характеристическое уравнение для РИВ:

$$V = \int_{F_{i,0}}^{F_i} \frac{dF_i}{r_i}.$$

Если W_0 представляет собой объемный поток всей реакционной массы, приведенный к температуре и давлению в реакторе, то при постоянстве объема смеси во время реакции имеем $F_i = W_0 \cdot C_i$ и $dF_i = W_0 \cdot dC_i$, что позволяет получить концентрационную форму уравнения:

$$\left(\frac{V}{W_0} = \tau_{ucm} \right)_{W=const} = \int_{C_{i,0}}^{C_i} \frac{dC_i}{r_i}.$$

Величина V/W_0 имеет размерность времени и при отсутствии насадки в реакторе или за вычетом ее объема равно *истинному времени контакта*. Очевидно, что в этом случае уравнения для РПД и РИВ полностью совпадают.

Общую форму уравнения для РИВ, верную и для меняющегося объема смеси, можно вывести, заменяя F_i через выходы ключевых веществ ($F_i = \nu_i / |\nu_A| \cdot F_{A,0} \cdot x_i^A$):

$$\frac{V}{F_{A,0}} = \frac{\nu_i}{|\nu_A|} \int_0^{x_i^A} \frac{dx_i^A}{r_i},$$

где ν_i и ν_A стехиометрические коэффициенты в уравнении химической реакции; A – исходное вещество (ключевой компонент); i – продукт реакции.

Для гетерогеннокаталитических реакций материальный баланс можно составить не для микрообъема, а для микромассы катализатора: $dF_i = r_i \cdot dm_k$. Для этого случая характеристические уравнения имеют вид:

$$m_k = \int_{F_{i,0}}^{F_i} \frac{dF_i}{r_i};$$

$$\left(\frac{m_k}{W_0} \right)_{W=const} = \int_{C_{i,0}}^{C_i} \frac{dC_i}{r_i}$$

$$\frac{m_k}{F_{A,0}} = \frac{\nu_i}{|\nu_A|} \int_0^{x_i^A} \frac{dx_i^A}{r_i}$$

2.3. Непрерывный реактор идеального смешения (РИС)

Условием идеальности является отсутствие градиента концентраций и температуры по объему ($dC_i/dV = 0$; $dT/dV = 0$). При введении исходной смеси в большой реакционный объем происходит скачкообразное снижение концентрации реагентов до величины, равной концентрации в реакторе на выходе из аппарата. Для стационарных условий работы материальный баланс для РИС $F_i - F_{i,0} = r_i V$ (или $r_i \cdot m_k$), откуда получаем:

$$V = \frac{F_i - F_{i,0}}{r_i};$$

$$m_k = \frac{F_i - F_{i,0}}{r_i}.$$

Наиболее употребительные характеристические уравнения:

$$\left(\frac{V}{W_0} = \tau_{\text{ср}} \right)_{W=\text{const}} = \frac{C_i - C_{i,0}}{r_i};$$

$$\left(\frac{m_k}{W_0} \right)_{W=\text{const}} = \frac{C_i - C_{i,0}}{r_i};$$

$$\frac{V}{F_{A,0}} \left(\text{или} \frac{m_k}{F_{A,0}} \right) = \frac{v_i}{|v_A|} \frac{x_i^A}{r_i}.$$

2.4. Каскад реакторов идеального смешения

Во многих случаях непрерывные химические процессы осуществляются в каскаде реакторов смешения или в секционных реакторах. Для каждого реактора каскада или секции можно записать уравнение:

$$\frac{V_i}{F_{A,0}} = \frac{x_{A,i} - x_{A,i-1}}{|r_A|_i} \text{ или } \left(\frac{V_i}{W_0} = \tau_i \right)_{W=\text{const}} = \frac{C_{A,i-1} - C_{A,i}}{|r_A|_i},$$

где V_i и $|r_A|_i$ – реакционный объем и скорость превращения в реакторе i каскада; $x_{A,i-1}$, $x_{A,i}$, $C_{A,i-1}$, $C_{A,i}$ – степени конверсии и концентрации на входе и выходе реактора i каскада; τ_i – время контакта в аппарате.

В зависимости от числа ступеней контактирования (n) материальный баланс каскада реакторов смешения определяется системой уравнений:

$$\begin{aligned} W_0 \cdot C_{i,0} &= W_0 \cdot C_{i,1} + V_1 \cdot r_{i,1}; \\ W_0 \cdot C_{i,1} &= W_0 \cdot C_{i,2} + V_2 \cdot r_{i,2}; \\ &\dots \dots \dots ; \\ W_0 \cdot C_{i,n-1} &= W_0 \cdot C_{i,n} + V_n \cdot r_{i,n}. \end{aligned}$$

При адекватности реальной реакционной аппаратуры идеальной использование любого из приведенных уравнений для расчета принципиально не вызывает трудностей. Однако в учебной практике не так уже редки ситуации, когда для их решения требуются пояснения.

Находящийся под знаком интеграла символ выражения скорости химической реакции r_i представляет собой комплексную величину, состоящую из произведения: [константа скорости]·[выражение текущих концентраций]. Выразить текущие концентрации необходимо таким образом, чтобы под знаком интеграла была одна и та же переменная в числителе и в знаменателе.

Константа скорости, представляющая экспоненциальную зависимость от температуры, должна быть выражена через ту же переменную, как рекомендовано выше. Кроме изотермического решения, эта связь устанавливается косвенно, через добавочное уравнение теплового баланса, по которому определяется взаимосвязь $x = f(\tau)$ или $T = f(C)$, после чего вычисляется константа скорости при любом значении аргумента в расчетном уравнении.

Конкретные выражения r_i для различных реакций необходимо выбирать из справочной литературы.

В итоге математическая модель реакционного узла получается в виде системы:

- 1) материальный баланс (одно из уравнений раздела 2.);
- 2) тепловой баланс (см. раздел 3.);
- 3) зависимость $k = f(T)$.

Иногда для газовых или вязких систем приходится учитывать гидравлическое сопротивление потока через реактор (так называемое условие импульса движения), но оно не меняет сущности п.п. 1) – 3), т.к. отразится только на дополнительном физическом влиянии перепада давления на текущие концентрации.

Все сказанное по п.п. 1) – 3) справедливо и для реактора периодического действия.

В отношении одиночного РИС в виду линейных зависимостей его математического описания и всегда изотермического режима в стационарных условиях пояснений давать нет необходимости.

Каскад реакторов РИС в целевой постановке задачи может быть решен в двух вариантах. *Первый*: известны объемы реакторов – определяется их число в каскаде, *второй*: задано число реакторов – определяются объемы.

Наиболее употребительные вариации расчетных выражений для стационарных режимов:

Реактор полного перемешивания периодического действия

Здесь можно применять следующие выражения:

$$V = \frac{N_0}{\tau} \cdot \int \frac{dx}{r_i}; \quad \tau = C_0 \cdot \int \frac{dx}{r_i}; \quad d\tau = C_0 \cdot \frac{dx}{r_i}.$$

Реактор непрерывного действия полного вытеснения

относительно ОРЗ	относительно τ	относительно l
$V = F_i \cdot \int dx / r_i$	$\tau = \int dC / r_i$	$l = \omega \cdot \int dC / r_i$
$V = U \cdot \int dC / r_i$	$\tau = C_0 \cdot \int dx / r_i$	$l = q \cdot \int dx / r_i$
$dV = F_i \cdot dx / r_i$	$d\tau = dC / r_i$	$dl = \omega \cdot dC / r_i$
$dV = U \cdot dC / r_i$	$d\tau = C_0 \cdot dx / r_i$	$dl = q \cdot dx / r_i$

Реактор полного перемешивания непрерывного действия

относительно ОРЗ	относительно τ	относительно l
$V = F_i \cdot dx / r_i$		
$V = U \cdot C_0 \cdot x / r_i$	$\tau = (C_0 - C) / r_i$	
$V = U \cdot (C_0 - C) / r_i$		

Каскад реакторов смешения

В зависимости от числа ступеней контактирования (n) определяется системой уравнений:

$$\begin{array}{l}
 U \cdot C_0 = U \cdot C_1 + V_1 \cdot r_1 \quad \text{или} \quad F_i \cdot x = V_1 \cdot r_i; \\
 U \cdot C_1 = U \cdot C_2 + V_2 \cdot r_2 \quad \text{"-"} \quad F_i \cdot (x_2 - x_1) = V_2 \cdot r_2; \\
 \dots \dots \dots \quad \dots \dots \dots \\
 U \cdot C_{n-1} = U \cdot C_n + V_n \cdot r_n \quad \text{или} \quad F_i \cdot (x_n - x_{n-1}) = V_n \cdot r_n.
 \end{array}$$

Допускается $V_1 = V_2 = \dots = V_n$.

3. Тепловые балансы реакционных устройств

Независимо от типа реактора: идеальный он или с отклонениями от идеальности, в нем может реализоваться один из трех тепловых режимов - изотермический: без внешнего теплообмена или с теплообменом через какую-то поверхность (чаще всего это стенка реактора).

При изотермическом режиме для любого реактора форма теплового баланса трансформируется в единственный вид $T = const$. Для остальных случаев балансы имеют свои групповые зависимости.

3.1. Идеальные реакторы

3.1.1. Модель РИВ. Режим без внешнего теплообмена

Режим без внешнего теплообмена (например, стенка реактора хорошо теплоизолирована), составляющие теплового баланса представляются тремя энергетическими слагаемыми:

$$\left(\begin{array}{l} \text{приход тепла с} \\ \text{поток на вхо-} \\ \text{де в реактор} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{тепло, выделя-} \\ \text{ющееся в} \\ \text{зоне реакции} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{тепло, выноси-} \\ \text{мое потоком} \\ \text{из реактора} \end{array} \right) = 0. \quad (3)$$

В зависимости от типа протекающей реакции, слагаемые теплового баланса должны быть раскрыты более подробно, с использованием данных по физико-химическим свойствам участников процесса. И в этом случае можно использовать две формы записи: статическую, не связанную с τ , и динамическую.

3.1.1.1. Статическая форма

Допустим, имеем реакцию типа $\nu_1 A + \nu_2 B \rightarrow \nu_3 C + \nu_4 D$.

Тогда приход тепла в реактор определяется суммой

$$F_{A_0} \cdot c_{P_1} \cdot T_0 + F_{A_0} \cdot \alpha_2 \cdot \beta \cdot c_{P_2} \cdot T_0,$$

тепловыделение при протекании химической реакции составит

$$F_{A_0} \cdot \Delta H \cdot x,$$

тепло, уносимое с потоком из реактора:

$$F_{A_0} \cdot (1 - x) \cdot c_{P_1} \cdot T_X + F_{A_0} \cdot \alpha_2 \cdot (\beta - x) \cdot c_{P_2} \cdot T_X + F_{A_0} \cdot T_X \cdot (\alpha_3 \cdot c_{P_3} + \alpha_4 \cdot c_{P_4}) \cdot x.$$

После сокращения каждого слагаемого на F_{A_0} и подстановок:

$$c_{P_0} = (1 - x) \cdot c_{P_1} + \alpha_2 \cdot (\beta - x) \cdot c_{P_2} + x \cdot (\alpha_2 \cdot c_{P_3} + \alpha_3 \cdot c_{P_4});$$

$$\bar{c}_P = (1 - x) \cdot c_{P_1} + \alpha_1 \cdot (\beta - x) \cdot c_{P_2} + x \cdot (\alpha_2 \cdot c_{P_3} + \alpha_3 \cdot c_{P_4});$$

получим решение относительно текущей температуры

$$T_X = T_0 \cdot \frac{c_{P_0}}{\bar{c}_P} + \Delta H \cdot \frac{x}{\bar{c}_P}. \quad (4)$$

Содержание использованных символов:

F_{A_0} – мольная нагрузка по ключевому компоненту на входе в реактор;

T_0 – температура потока на входе;

T_X – текущая температура в зоне реактора (по длине);

β – коэффициент избытка второго реагента (мольный);

$\alpha_2, \alpha_3, \alpha_4$ – отношение v_i/v_1 ($i = 2, 3, 4$ соответственно слева направо, начиная с B);

c_{P_i} – мольные теплоемкости компонентов при средней температуре;

x – конверсия компонента A ;

ΔH – тепловой эффект реакции;

\bar{c}_p – эффективная теплоемкость потока.

Последнюю величину можно использовать как среднее значение, если расчет вести на 1 моль потока. Тогда теплоемкости определяются по правилу аддитивности (через мольные доли).

3.1.1.2. Динамическая форма теплового баланса

Общее выражение

$$\frac{dT}{d\tau} = K' \cdot r \cdot \Delta H,$$

где $K' = \frac{1}{(C_0 \cdot \bar{c}_p)}$, при $r = -\frac{dC}{d\tau}$ и $dC = -C_0 \cdot dx$, $dT = \Delta H \cdot \frac{dx}{\bar{c}_p}$.

Пример 1

Для трубчатого реактора, работающего без внешнего теплообмена, соответствующего модели РИВ, определить профиль изменения температуры потока от достигаемой конверсии при следующих условиях:

Уравнение реакции $A + 2B \rightarrow C + 3D$, температура потока на входе в реактор $T_0 = 100^\circ\text{C}$, табличные значения теплоемкостей:

$$c_{P_A} = c_{P_1} = 112,3 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К}; c_{P_B} = c_{P_2} = 100,0 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К};$$

$$c_{P_C} = c_{P_3} = 85,0 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К}; c_{P_D} = c_{P_4} = 72,0 \text{ Дж/моль}\cdot\text{К}.$$

Избыток второго реагента (B) $\beta = 1,5$.

Степень превращения на выходе из реактора $x = 0,8$.

Тепловой эффект реакции $\Delta H = 9150 \text{ Дж/моль}$.

Решение

По (4) изменение температуры потока составит

$$T_x = T_0 \cdot \frac{c_{P_0}}{\bar{c}_p} + \Delta H \cdot \frac{\Delta x}{\bar{c}_p},$$

а) выбираем шаг по конверсии $\Delta x = 0,2$ тогда при $x = 0$ $T'_0 = 273,16$ К;

б) делаем первый шаг $x = 0,2$.

$$c_{p_0} = 112,3 + 2 \cdot 1,5 \cdot 100,0 = 412,3,$$

$$\bar{c}_p = (1 - 0,2) \cdot 112,3 + 2 \cdot (1,5 - 0,2) \cdot 100,0 + 1 \cdot 0,2 \cdot 85,0 + 3 \cdot 0,2 \cdot 72,0 = 410,0$$

$$T_1 = 373,16 \cdot \frac{412,3}{410} + 9150 \cdot \frac{0,2}{410} = 379,68 \text{ К};$$

в) делаем второй шаг $x = 0,4$.

$$c_{p_0} = (1 - 0,2) \cdot 112,3 + 2 \cdot (1,5 - 0,2) \cdot 100,0 + 1 \cdot 0,2 \cdot 85,0 + 3 \cdot 0,2 \cdot 72,0 = 410,0,$$

$$\bar{c}_p = (1 - 0,4) \cdot 112,3 + 2 \cdot (1,5 - 0,4) \cdot 100,0 + 1 \cdot 0,4 \cdot 85,0 + 3 \cdot 0,4 \cdot 72,0 = 407,78$$

$$T_2 = 379,68 \cdot \frac{410,0}{407,78} + 9150 \cdot \frac{0,2}{407,78} = 386,272 \text{ К};$$

г) аналогично назначаются $x = 0,6$ и $x = 0,8$ и производится расчет соответствующих температур. Получим следующие значения: $T_3 = 392,937$ и $T_4 = 399,677$ К.

3.1.2. Модель РИВ. Режим с внешним теплообменом

К выражению (3) добавляется слагаемое, учитывающее теплопередачу через стенку реактора, которое на каждом шаге по τ или x будет представляться выражением:

$$k_T \cdot dS \cdot (T_H - T_X) = K_T \cdot \omega \cdot \pi \cdot d\tau \cdot (T_H - T_X), \text{ при } d\tau = C_0 \cdot \frac{dx}{r}.$$

В итоге тепловой баланс запишется в следующем виде:

$$c_{p_0} \cdot T_0 \pm \bar{c}_p \cdot T_X \pm \Delta H \cdot x \pm K_T \cdot \omega \cdot \pi \cdot D \cdot (T_H - T_X) \cdot \int_0^x \frac{C_0}{r} \cdot dx = 0. \quad (5)$$

Принятые обозначения:

ω – линейная скорость потока;

D – диаметр трубы;

K_T – коэффициент теплопередачи;

T_H – температура охлаждения (или нагрева) за стенкой реактора;

S – поверхность теплообмена.

Решение уравнения (5) можно осуществить итерационным способом с шаговой разверткой по x , но можно использовать более удобный дифференциальный метод. В последнем случае раскрывается содержание r , представ-

ленное через переменную x . Для примера возьмем $r = k \cdot c = k \cdot c_0 \cdot (1 - x)$. Тогда решение (5) для текущей температуры принимает вид

$$T_X = \frac{c_{P_0} \cdot T_0}{\bar{c}_P} \pm \frac{\Delta H \cdot x}{\bar{c}_P} \pm K_T \cdot \omega \cdot \pi \cdot D \cdot \frac{T_H - T_X}{k \cdot \bar{c}_P} \cdot \frac{\Delta x}{1 - x}.$$

Если принять $H = \Delta H \cdot x$ и $ТП = K_T \cdot \omega \cdot \pi \cdot D$,

то

$$T_X = \frac{c_{P_0} \cdot T_0}{\bar{c}_P} \pm \frac{H}{\bar{c}_P} \pm ТП \cdot \frac{\Delta x}{1 - x} \cdot \frac{T_H - T_X}{k \cdot \bar{c}_P}.$$

Для придания последнему выражению алгебраической сущности предлагается определить константу скорости по температуре на предыдущем шаге по x . При переходе на следующий шаг по x необходимо значение T_0 изменить на полученное T_X , а также присвоить c_P значение \bar{c}_P с предыдущего шага.

Пример 2

Требуется определить характер изменения температуры по длине идеального трубчатого реактора с внешним подогревом для проведения в нем реакции типа $A \xrightarrow{(Y)} B$.

Данные для расчета:

Диаметр реактора: $D = 0,5$ м.

Y – инертная среда; жидкость.

Количество компонентов питания на входе: $A=Y=0,5$ Мд = 0,5 кмоль.

Тепловой эффект реакции: $\Delta H = 250$ кДж/кмоль.

Линейная скорость потока: $\omega = 5$ м/с.

Коэффициент теплопередачи через стенку реактора:
 $K_T = 50$ кДж/(м²·с·К).

Средняя теплоемкость потока: $\bar{c}_P = 75$ кДж/(моль·К), (принять неменяющейся).

Начальная температура потока: $T_0 = 450$ К.

Температура потока подогрева: $T_H = 600$ К.

Скорость реакции: $r = k_0 \cdot (1 - x) \cdot e^{-\frac{10000}{T}}$, где $k_0 = 5 \cdot 10^9$.

Конверсия на выходе из реактора: $x = 0,5$.

Решение

Общее выражение теплового баланса

$$Q_{\text{вх}} + Q_{\text{х.р.}} + Q_{\text{подогр.}} - Q_{\text{вых}} = 0.$$

Предлагается использовать дифференциальный вариант расчета, представленный через конечные разности по x .

Задаемся величиной шага. Допустим, $\Delta x = 0,1$, тогда для любого участка длины Δl , соответствующего $\Delta x = 0,1$, тепловой баланс запишется в виде:

$$F_0 \cdot \bar{c}_p \cdot T_0 + \Delta H \cdot F_0 \cdot \varphi \cdot \Delta x + K_T \cdot \Delta S \cdot (T_H - T_0) - F_0 \cdot \bar{c}_p \cdot T_X = 0,$$

где φ - мольная доля компонента A ; T_X - текущая температура; F_0 - общая масса потока (мольная).

Так как $\Delta S = \pi \cdot D \cdot \Delta l$, $\Delta l = \omega \cdot \Delta x / r$, то после некоторых преобразований получим:

$$T_X = T'_0 + \frac{\Delta x \cdot \Delta H \cdot \varphi}{\bar{c}_p} + \frac{K_T \cdot \pi \cdot D \cdot \omega \cdot (T_H - T_X)}{F_0 \cdot \bar{c}_p} \cdot \frac{\Delta x}{(1-x) \cdot k_0 \cdot e^{-\frac{10000}{T_X}}},$$

при этом $x = n \cdot \Delta x$, n - номер шага по x , а T'_0 - входное значение T на каждом шаге. При определенных значениях подсчитываются постоянные коэффициенты:

$$M_1 = \frac{\Delta H \cdot \Delta x \cdot \varphi}{\bar{c}_p} = \frac{250 \cdot 10^3 \cdot 0,1 \cdot 0,5}{75} = 166,67,$$

$$M_2 = \frac{K_T \cdot \pi \cdot \omega \cdot D}{F_0 \cdot \bar{c}_p} = \frac{50 \cdot 3,14159 \cdot 5 \cdot 0,5}{1 \cdot 75} = 5,236.$$

Используя для $e^{-\frac{10000}{T_X}}$ допущение $T_X = T'_0$, получаем рабочую зависимость:

$$T_X = \frac{T'_0 + M_1 + T_H \cdot M_2 \cdot C_1}{1 + M_2 \cdot C_1},$$

$$\text{где } C = \frac{\Delta x}{(1 - n \cdot \Delta x) \cdot k_0 \cdot e^{-\frac{10000}{T'_0}}}.$$

Для перехода от функции $T = f(x)$ к $T = f(l)$ будем пользоваться дополнительным условием $\Delta l = \omega \cdot \Delta x / r$.

Тогда на первом шаге ($n=1$):

$$T'_0 = 450; x=0,1; C = \frac{0,1}{5 \cdot 10^9 \cdot e^{-\frac{10000}{450}} \cdot (1-1 \cdot 0,1)} = 0,0995.$$

$$T_1 = \frac{450 + 166,67 + 600 \cdot 5,236 \cdot 0,0995}{1 + 5,236 \cdot 0,0995} = 610,96,$$

$$\Delta l_1 = \frac{5 \cdot 0,1}{5 \cdot 10^9 \cdot e^{-\frac{10000}{450}} \cdot (1-1 \cdot 0,1)} = 0,49745 \text{ м}, l_1 = \Delta l_1 = 0,49745 \text{ м}.$$

Второй шаг ($n=2$):

$$T'_0 = 610,96; x=0,2; C = \frac{0,1}{5 \cdot 10^9 \cdot e^{-\frac{10000}{610,96}} \cdot (1-2 \cdot 0,1)} = 3,21 \cdot 10^{-4}.$$

$$T_2 = \frac{610,96 + 166,67 + 600 \cdot 5,236 \cdot 3,21 \cdot 10^{-4}}{1 + 5,236 \cdot 3,21 \cdot 10^{-4}} = 777,33,$$

$$\Delta l_2 = \frac{5 \cdot 0,1}{5 \cdot 10^9 \cdot e^{-\frac{10000}{610,96}} \cdot (1-2 \cdot 0,1)} = 1,6044 \cdot 10^{-3} \text{ м},$$

$$l_2 = \Delta l_1 + \Delta l_2 = 0,497 + 1,6044 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Третий шаг ($n=3$).

$$T'_0 = 777,33; x=0,3; n \cdot \Delta x = 0,3; T_3 = 943,97; \Delta l_3 = 5,5198 \cdot 10^{-5} \text{ м}; l_3 = 0,49911 \text{ м}$$

и так далее до $n \cdot \Delta x = 0,5$.

Итоговая матрица результатов

N	x	T	l
0	0	450	0
1	0,1	610,96	0,49745
2	0,2	777,33	0,49905
3	0,3	943,97	0,49911
4	0,4	1110,64	0,49911
5	0,5	1277,30	0,49911

Программа для вычисления профиля температуры по длине реактора:

```
program RIV;
```

```
uses crt;
```

```
const dH=250.0e3; Kt=50.0; w=5.0; F0=1.0;
```

```
      Cp=75.0; k0=5.0e9; D=0.5; Fi=0.5; dx=0.1; Tn=600.0;
```

```
var Tx, T0, M1, M2, C1, l, x : real;
```

```
    n : integer;
```

```
    dev : text;
```

```

begin
  ClrScr;
  assign(dev, 'reakt.out');
  rewrite(dev);
  T0:=450.0;
  M1:=dH*dx*Fi/Cp;
  writeln(dev,'M1 = ',M1:7:3);
  M2:=Kt*Pi*D*w/(F0*Cp);
  writeln(dev,'M2 = ',M2:7:3);
  l:=0;
  for n:=1 to 5 do
  begin
    x:=x+dx;
    C1:=dx/(k0*exp(-10000/T0)*(1-x));
    writeln(dev,'C1 = ',C1);
    writeln(dev,'dl = ',w*C1);
    Tx:=(T0+M1+M2*C1*Tn)/(1+M2*C1);
    l:=l+w*C1;
    writeln(dev,'n = ',n,' ',x = ',x:4:2,' ',Tx = ',Tx:7:2,' ',l = ',l:7:5);
    T0:=Tx;
  end;
  close(dev);
end.

```

3.1.3. Модель РИС. Каскад РИС

Для идеального реактора полного перемешивания, одиночного или входящего в систему каскада реакторов данного наименования, по причине стационарности технологического режима возможен только изотермический тепловой режим для каждого в отдельности или ступенчатый (изотермический) режим в каскадном исполнении. В таких случаях тепловой баланс выражается как $T=const$ или $T_1=idem; T_2=idem; \dots; T_n=idem$.

3.1.4. Модель РПД

Наиболее характерная ситуация эксплуатации периодических реакторов с мешалками, соответствующих идеальному РПД, связана с периодом запуска и периодом стационарного изотермического теплового режима.

Например, при запуске реактора необходимо разогреть содержимое реакционной зоны до какого-то значения рабочей температуры. Для этого в рубашку (или змеевик) необходимо подавать греющий поток и при рабо-

тающей мешалке дожидаться достижения необходимой температуры. Далее, для поддержания постоянного значения рабочей температуры, характер теплообмена должен меняться в зависимости от теплового эффекта реакции и величины тепловых потерь. Во время разогрева на первой стадии начинает протекать химическая реакция с выделением (или поглощением) тепла, которое будет суммироваться с теплом, подводимым извне. К моменту достижения рабочей температуры степень превращения ключевого компонента достигнет какого-то значения x . Формально, на этом временном интервале рассматриваемый процесс теплообмена повторяет описание, характерное для РИВ, работающего с внешним теплообменом. Таким образом, математическое описание стадии запуска определяется следующим образом:

$$\tau_1 = C_0 \cdot \int_0^x \frac{dx}{r} \text{ и } \bar{c}_P \cdot T_0 \pm \Delta H \cdot \varphi \cdot \Delta x - \bar{c}_P \cdot T_X \pm K_T \cdot \Delta S \cdot (T_X - T_0) \cdot d\tau_1 = 0,$$

где τ_1 – время разгона.

В данном случае, поверхность теплопередачи $S = const$ определена заранее.

Расчет тепловых характеристик РПД сводится к определению температурного профиля и величины? достигаемой x_1 (заодно и τ_1), по которой затем производится определение времени, необходимого для завершения реакции при постоянной температуре (что уже не связано с тепловыми расчетами) по

условию $\tau_2 = C_0 \cdot \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{r}$.

Пример 3

Для проведения процесса, в основе которого предусмотрено протекание реакции типа $A \xrightarrow{(Y)} B$ (где Y - инертный растворитель) в реакторе периодического действия (РПД) необходимо определить температурный профиль стадии разогрева до 80°C ; время этой стадии τ_1 и значение достигаемой степени превращения x_1 .

Исходные данные для расчета:

Габариты зоны реакции – $D=1$ м; $H=1$ м.

Кинетическое уравнение химической реакции:

$$r = k \cdot C_0 \cdot (1 - x) \text{ моль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с}), k = k_0 \cdot e^{-\frac{10000}{T}}, k_0 = 0,7 \cdot 10^{11}.$$

Начальная температура – $T_0=20^\circ\text{C}$.

Общая мольная загрузка реактора – $F_0=7,5\cdot 10^3$ моль/с.

Мольная доля реагента A – $\varphi = 0,8$.

Тепловой эффект реакции – $\Delta H = 10000$ Дж/моль.

Коэффициент теплопередачи – $K_T = 400$ Дж/($\text{м}^2\cdot\text{с}\cdot\text{K}$).

Поверхность теплообмена – $S = 3,89$ м.

Эффективная средняя теплоемкость реакционного объема в интервале температур от 20 до 105°C – $\bar{c}_p = 100$ Дж/(моль·K).

Температура потока теплообмена – $T_H = 105^\circ\text{C}$.

Решение

Связывая приведенную выше форму записи теплового баланса конкретно для $r = k \cdot C_0 \cdot (1-x)$ и при делении всех слагаемых на \bar{c}_p , получаем

$$T'_0 + \frac{\Delta H \cdot dx \cdot \varphi}{\bar{c}_p} - T_x + \frac{K_T \cdot S \cdot (T_H - T_x)}{F_0 \cdot \bar{c}_p} \cdot \frac{C_0 \cdot dx}{k \cdot C_0 \cdot (1-x)} = 0.$$

Переходя к представлению $dx = \Delta x$ и при подстановках:

$$A_0 = T'_0; C_1 = \frac{\Delta x}{k_0 \cdot e^{\frac{10000}{T}} \cdot (1-x)}; A_1 = \frac{\Delta H \cdot \Delta x \cdot \varphi}{\bar{c}_p}; A_2 = \frac{K_T \cdot S}{F_0 \cdot \bar{c}_p},$$

получим рабочее выражение для T_x :

$$T_x = \frac{A_0 + A_1 + A_2 \cdot T_H \cdot C_1}{1 + A_2 \cdot C_1},$$

где $x = n \cdot \Delta x$ при шаговом решении задачи, а T'_0 – входное значение температуры на каждом шаге, равное T_x на шаге $n - 1$.

Пусть $n = 1$; $\Delta x = 0,05$; $x = 1 \cdot 0,05$; $T'_0 = 293,16$ К, тогда:

$$A_0 = 293,16 \text{ К}; C_1 = \frac{0,05}{0,7 \cdot 10^{11} \cdot e^{\frac{10000}{293}} \cdot (1 - 1 \cdot 0,05)} = 499,443;$$

$$A_1 = \frac{10000 \cdot 0,05 \cdot 0,8}{100} = 4; A_2 = \frac{400 \cdot 3,89}{7,5 \cdot 10^3 \cdot 100} = 2,0747 \cdot 10^{-3},$$

$$T_x = \frac{293,16 + 4 + 2,0747 \cdot 10^{-3} \cdot 378,16 \cdot 499,443}{1 + 2,0747 \cdot 10^{-3} \cdot 499,443} = 338,22;$$

$$\tau_1 = \frac{C_1}{60} = \frac{499,443}{60} = 8,324 \text{ мин},$$

при $n = 2$; $\Delta x = 0,05$; $x = 2 \cdot 0,05$; $T'_0 = 338,22$ К, имеем $A_0 = 338,22$ К; $A_1 = 4$;

$$A_2 = 2,0747 \cdot 10^{-3}; C_1 = \frac{0,05}{0,7 \cdot 10^{11} \cdot e^{\frac{10000}{338,22}} \cdot (1 - 2 \cdot 0,05)} = 5,4982;$$

$$T_x = \frac{338,22 + 4 + 2,0747 \cdot 10^{-3} \cdot 378,16 \cdot 5,4982}{1 + 2,0747 \cdot 10^{-3} \cdot 5,4982} = 342,62;$$

$$\tau_2 = \frac{C_1}{60} = \frac{5,4982}{60} = 0,092 \text{ мин};$$

$$\tau = \tau_1 + \tau_2 = 8,324 + 0,092 = 8,416 \text{ мин}.$$

В итоге результаты получаются следующие:

n	x	T_x	τ (мин)
1	0,05	338,22	8,324
2	0,1	342,62	8,416
3	0,15	346,88	8,482
4	0,2	351,05	8,531
5	0,25	355,15	8,568

При выборе меньшего значения шага $\Delta x = 0,01$ получаются более точные результаты, представленные, соответственно, на рис. 3 и 4.

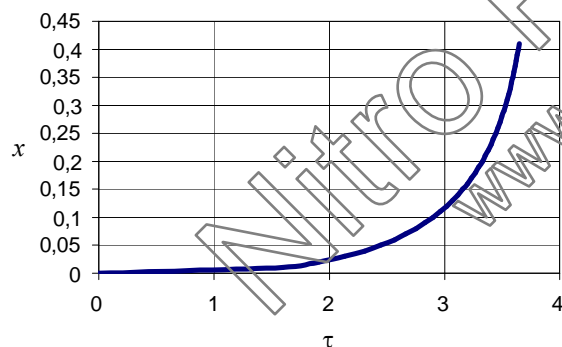


Рисунок 3. Зависимость $x = f(\tau)$

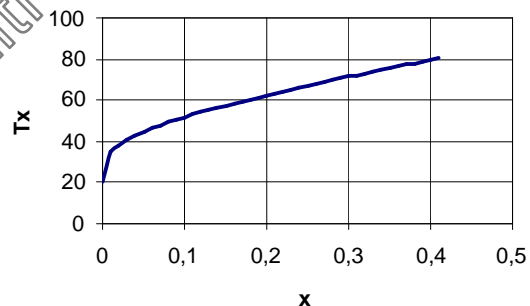


Рисунок 4. Зависимость $T = f(x)$

Программа для вычисления времени разгона РПД и достигаемой на этой стадии степени превращения приведены ниже:

```

program RPD;
uses crt;
const dH=10e3; Kt=400.0; F0=7500; S=3.89; Tk=353.16;
      Cp=100.0; k0=0.7e11; Fi=0.8; dx=0.05; Tn=378.16;

```

```

Var Tx, A0, A1, A2, C1, x, tau : real;
    n : integer;
    dev : text;
begin
  ClrScr;
  x:=0;
  tau:=0;
  n:=0;
  assign(dev, 'reak.out');
  rewrite(dev);
  A0:=293.16;
  A1:=dH*dx*Fi/Cp;
  writeln(dev,'A1 = ',A1:7:3);
  A2:=Kt*S/(F0*Cp);
  writeln(dev,'A2 = ',A2:7:3);
  repeat
    x:=x+dx;
    n:=n+1;
    C1:=dx/(k0*exp(-10000/T0)*(1-x));
    writeln(dev,'C1 = ',C1);
    writeln(dev,'tx = ',C1/60);
    tau:=tau+C1/60;
    Tx:=(A0+A1+A2*C1*Tn)/(1+A2*C1);
    writeln(dev,'n = ',n, ' ',x = ',x:4:2, ' ',Tx = ',Tx:7:2, ' ',tau = ',tau);
    A0:=Tx;
  until Tx>=Tk;
  close(dev);
end.

```

3.2. Реальные реакторы

3.2.1. Трубчатая конструкция. Модель диффузионная

В общем виде аналитическая форма теплового баланса представляется выражением

$$\frac{1}{\text{Pe}_T} \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial \varepsilon^2} - \frac{\partial T}{\partial \varepsilon} + \frac{\Delta H}{c_p} \cdot r_i - K_T \cdot (T_H - T_H) = 0, \quad (6)$$

в котором $\text{Pe}_T = \frac{\omega \cdot l \cdot c_p}{\lambda}$ – критерий Пекле (тепловой), λ – эффективная теплопроводность среды.

В тех частных случаях, когда не предусматривается внешний теплообмен, $K_T = 0$, последнее слагаемое исключается из (6), а оставшаяся часть баланса будет соответствовать адиабатическому тепловому режиму. Решать уравнение типа (6) рекомендуется по неявной схеме совместно с условием материального баланса.

3.2.2. Емкостная аппаратура с мешалками (типа кубовой)

Для емкостных аппаратов с мешалками основным тепловым режимом является изотермический. Этот признак обычно реализуется при достаточно интенсивном перемешивании. Но нередки случаи, когда в таких реакторах объемное перемешивание не является полным. В таких ситуациях отнесение действующего (или проектируемого) реактора к реальному или идеальному можно осуществить по значению критерия Re_D . Обычно принято считать конструкцию идеальной, если $Re_D \geq 200$, но для расчетных действий зачастую хватает точности, когда $Re_D > 50$. В качестве примера можно привести емкостную конструкцию проточного типа по жидкому реагенту (одиночную или в каскаде) с продувкой газом содержимого ОРЗ.

При составлении теплового баланса для задач такого типа и при его решении необходимо придерживаться изложенного для (6).

3.2.3. Модель с радиальным переносом в круглой трубе

Характерна для каталитических аппаратов с неподвижным слоем активной насадки.

Тепловой режим в реакторе определяется зависимостью

$$n_T \left(\frac{\partial^2 T}{\partial \rho^2} + \frac{1}{\rho} \frac{\partial T}{\partial \rho} \right) - \frac{\partial T}{\partial \varepsilon} + \frac{\Delta H}{C_p} \cdot r_i = 0,$$

граничные условия на оси: $\rho = 0$; $\frac{\partial T}{\partial \rho} = 0$; у стенки: $\rho = 1$; $\frac{\partial T}{\partial \rho} = \gamma \cdot (T_X - T_H)$.

Здесь $n_T = \frac{\lambda \cdot l_0}{\omega \cdot c_p \cdot R_0^2}$; ρ – координата по радиусу (безразмерная); R_0 – радиус

трубы; $\gamma = \frac{K_T \cdot R_0}{\lambda}$.

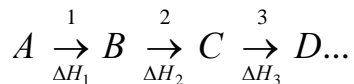
Следует заметить, что внешний теплообмен для данной модели через стенку реализуется как граничное условие у стенки (при $\rho = 1$). Если внешний теплообмен отсутствует, то первое слагаемое в записи теплового баланса

превращается в нуль, а модель становится РИВ с адиабатическим тепловым режимом.

3.3. Тепловые эффекты сложных реакций

На основе двух типов сложных реакций, последовательной и параллельной (или их комбинации друг с другом), можно рекомендовать следующие схемы вычисления суммарного теплового эффекта.

Последовательная реакция, например



1- x $x \cdot \Phi_2$ $x \cdot \Phi_3$ и т.д.

Для последовательной реакции, состоящей из m -элементарных стадий, тепловой эффект левой стадии (Q) будет равняться:

$$Q_{P_i} = \Delta H_i \cdot \sum_{i+1}^m (x \cdot \Phi_{i+1}),$$

где i – номер стадии ($i = 1, 2, 3, \dots, m$).

Общий итог по тепловому эффекту будет складываться из всех Q_{P_i} :

$$\Delta H_i = \sum_{i+1}^m Q_{P_i}.$$

Для примера продемонстрируем применимость изложенного. Пусть $m=3$ (т.е. необходимо определить количество выделяющегося тепла при получении конечного продукта D):

вклад 1 стадии: $i=1$; $Q_{P_1} = \Delta H_1 \cdot (x \cdot \Phi_2 + x \cdot \Phi_3 + x \cdot \Phi_4) = \Delta H_1 \cdot x$;

вклад 2 стадии: $i=2$; $Q_{P_2} = \Delta H_2 \cdot (x \cdot \Phi_3 + x \cdot \Phi_4)$;

вклад 3 стадии: $i=3$; $Q_{P_3} = \Delta H_3 \cdot x \cdot \Phi_4$;

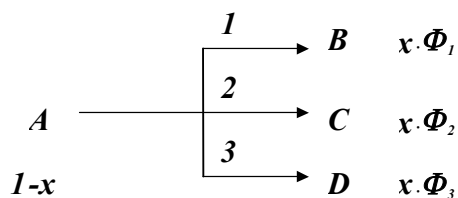
$$\Delta H = [\Delta H_1 + \Delta H_2 \cdot (\Phi_3 + \Phi_4) + \Delta H_3 \cdot \Phi_4] \cdot x.$$

Если $\Delta H_1=1000$; $\Phi_3=0,2$; $\Delta H_2=1500$; $\Phi_4=0,1$; $\Delta H_3=2000$; $x=0,8$ получим: $\Delta H = (1000 + 1500 \cdot 0,3 - 2000 \cdot 0,1) \cdot 0,8 = 1000$.

Параллельная реакция

$$Q_{P_i} = \Delta H_i \cdot x \cdot \Phi_i;$$

$$\Delta \bar{H} = \sum_{i+1}^m Q_{P_i}.$$



Если взять те же значения ΔH , Φ и x , как в предыдущем примере, то при $m=3$ (для любого конечного продукта):

$$\Delta \bar{H} = (\Delta H_1 \cdot \Phi_1 + \Delta H_2 \cdot \Phi_2 + \Delta H_3 \cdot \Phi_3) \cdot x = (1000 \cdot 0,7 + 1500 \cdot 0,2 - 2000 \cdot 0,1) \cdot 0,8 = 640 .$$

3.4. Прикладное значение

Различные формы тепловых балансов используются в

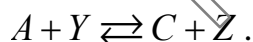
- расчетах реакционной аппаратуры;
- расчетах интегральной селективности;
- определении поверхностей теплообмена;
- определении значений входных и выходных температур потоков; для расчетов балансов смешения; для выяснения характера распределения температур по зоне реакции; для определения толщины изоляции
- расчетах параметрической чувствительности.

4. Примеры расчета ОРЗ идеальной аппаратуры

4.1. Итерационные методы

Пример 4

Рассматривается реакция типа



Объемный расход потока на входе $U=10 \text{ м}^3/\text{с}$. Начальная концентрация ключевого компонента $C_0=1 \text{ кмоль}/\text{м}^3$. Глубина переработки сырья $x_A=0,4$. Тепловой режим – изотермический при $T=100^\circ\text{C}$.

Из литературных источников взято математическое описание для скорости химического превращения:

$$r = k \cdot \left[C_A \cdot C_Y - \frac{1}{K} \cdot C_C \cdot C_Z \right], \text{ кмоль}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$$

$$\text{и для зависимостей: } \ln k = 15 - \frac{6200}{T}, \quad \ln K = 10 - \frac{3730}{T} .$$

Решение

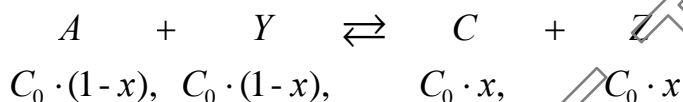
Из раздела 2 выбираем расчетное выражение

$$dl = q \cdot \frac{dx}{r_i}$$

В том же источнике информации по r_i выясняем диапазон линейных скоростей для кинетической области для рассматриваемой реакции. Допустим, выбираем $\omega=1$ м/с. Тогда внутренний диаметр конструкции можно рассчитать по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot U}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10}{3,14 \cdot 1}} = 3,57 \text{ м.}$$

Представляем $dl=\Delta l$, $dx=\Delta x$, а $q=\omega \cdot c_0$, и при выбранной независимой переменной x , переходим к количественным оценкам действующих концентраций:



После чего можно записать

$$\Delta l = \frac{\omega \cdot \Delta x}{k \cdot C_0^2 \cdot \left[(1-x)^2 - \frac{1}{K} \cdot x^2 \right]}$$

При выбранном значении шага по $\Delta x=0,1$ и $T=100^\circ\text{C}$ приступаем к вычислению длины, которая будет складываться из шаговых значений Δl при достижении $x=0,4$. В нашем примере таких Δl будет 4.

Делаем первый шаг: $x=0,1$.

Вычисляем k , K , r_1 :

$$\ln k = 15 - \frac{6200}{273,16 + 100} = -1,615; k=0,199.$$

$$\ln K = 10 - \frac{3730}{273,16 + 100} = 4,288 \cdot 10^{-3}; K=1,004;$$

$$r = k \cdot C_0^2 \cdot \left[(1-x)^2 - \frac{1}{K} \cdot x^2 \right].$$

$$\text{Таким образом, } r_1 = 0,199 \cdot 1^2 \cdot \left[(1-0,1)^2 - \frac{1}{1,004} \cdot 0,1^2 \right] = 0,1592,$$

$$\Delta l = \frac{1 \cdot 0,1}{0,1592} = 0,63 \text{ м};$$

при $x = 0,2$; $K = 1$; $k = 0,199$:

$$r_2 = 0,199 \cdot 1^2 \cdot \left[(1 - 0,2)^2 - \frac{1}{1,004} \cdot 0,2^2 \right] = 0,119,$$

$$\Delta l = \frac{1 \cdot 0,1}{0,1194} = 0,84 \text{ м и т.д.}$$

В результате всех вычислений получаем

X	0	0,1	0,2	0,3	0,4
Δl	0	0,63	0,84	1,27	2,53

Общая длина реактора $l = 0,63 + 0,84 + 1,27 + 2,53 = 5,27 \text{ м}$.

Производительность по продукту составит

$$F_0 = U \cdot C_0 \cdot x = 10 \cdot 1 \cdot 0,4 = 4 \text{ кмоль/с.}$$

Если бы, например, решили воспользоваться формулами

$$d\tau = C_0 \cdot dx / r_i \text{ и } V = U \cdot \tau,$$

то выражение шагового объема принимает вид

$$\Delta V = \frac{C_0 \cdot \Delta x \cdot U}{k \cdot C_0^2 \cdot \left[(1-x)^2 - \frac{1}{K} \cdot x^2 \right]}$$

в котором при $\Delta x = 0,1$ и $T = 100^\circ\text{C}$ с предыдущим примером будет полная численная идентичность дробного выражения. В итоге можно составить таблицу:

x	0	0,1	0,2	0,3	0,4
ΔV	0	6,33	8,44	12,66	25,32

Общий объем равен $V = 52,74 \text{ м}^3$ при условии $D = 3,57 \text{ м}$, $l = 5,27 \text{ м}$.

Очевидно, что если бы мы воспользовались любой интегральной формой расчетного уравнения из раздела 2, ничего не могло бы измениться в итоге; но альтернативно могло бы произойти улучшение точности результатов. Все зависит от метода численного интегрирования.

Можно заметить, что точность решений (из трех наиболее простых и употребительных методов) возрастает в ряду (слева на право): метод прямоугольников - метод трапеций - метод Симпсона. При решении подобных задач можно рекомендовать при $x \leq 0,5$ использовать дифференциальные формулы, а при больших значениях x – интегральное выражение и счет вести по

методу трапеций или Симпсона. Непременным условием для практических вычислений должна быть величина шага по Δx как можно меньше (0,01 и менее). При таком рекомендательном ограничении без использования ЭВМ не обойтись. Составление программы вычислений при этом не составляет труда.

Пример 5

Для условий примера 4 провести расчет габаритных размеров РИВ, работающего в адиабатическом тепловом режиме (с наружной тепловой изоляцией).

Тепловые характеристики потока:

$$c_{P_A} = c_{P_1} = 112,3 \text{ кДж/(кмоль}\cdot\text{К)}; c_{P_Y} = c_{P_2} = 100 \text{ кДж/(кмоль}\cdot\text{К)};$$

$$c_{P_C} = c_{P_3} = 85 \text{ кДж/(кмоль}\cdot\text{К)}; c_{P_P} = c_{P_4} = 72 \text{ кДж/(кмоль}\cdot\text{К)};$$

$$\text{температура входа} \quad T = 100^\circ\text{C};$$

$$\text{тепловой эффект реакции} \quad \Delta H = 9150 \text{ кДж/кмоль.}$$

Обращаясь к разделу 3, тепловой баланс для РИВ в нашем случае будет следующим:

$$T_X = T_0 \cdot \frac{c_{P_0}}{\bar{c}_P} + \Delta H \cdot \frac{x}{\bar{c}_P},$$

при $c_{P_0} = c_{P_1} + c_{P_2} = 212,3 \text{ кДж/(кмоль}\cdot\text{К)}$ и $\bar{c}_P = (1-x) \cdot (c_{P_1} + c_{P_2}) + x \cdot (c_{P_3} + c_{P_4})$.

Решение

$$x = 0,1.$$

$$\bar{c}_P = (1-0,1) \cdot (112,3 + 100) + 0,1 \cdot (85 + 72) = 206,77;$$

$$T_1 = \frac{373,16 \cdot 212,3}{206,77} + \frac{9150 \cdot 0,1}{206,77} = 387,57;$$

$$\ln k = 15 - \frac{6200}{387,57} = -0,997; k = 0,3689;$$

$$\ln K = 10 - \frac{3730}{387,57} = 0,376; K = 1,456;$$

$$r_1 = 0,3689 \cdot 1 \cdot \left[(1-0,1)^2 - \frac{1}{1,456} \cdot 0,1^2 \right] = 0,296;$$

$$\Delta l = \frac{1 \cdot 0,1}{0,296} = 0,338.$$

$$x = 0,2.$$

$$\bar{c}_p = (1 - 0,2) \cdot (112,3 + 100) + 0,2 \cdot (85 + 72) = 201,24;$$

$$T_1 = \frac{387,57 \cdot 206,77}{201,24} + \frac{9150 \cdot 0,1}{201,24} = 402,76;$$

$$\ln k = 15 - \frac{6200}{402,77} = -0,3934; k = 0,675;$$

$$\ln K = 10 - \frac{3730}{402,77} = 0,739; K = 2,094;$$

$$r_2 = 0,675 \cdot 1 \cdot \left[(1 - 0,2)^2 - \frac{1}{2,094} \cdot 0,2^2 \right] = 0,419;$$

$$\Delta l = \frac{1 \cdot 0,1}{0,419} = 0,239.$$

После третьего и четвертого шага в итоге получаем.

x_i	T_i	Δl_i
0,1	387,57	0,338
0,2	402,76	0,239
0,3	418,82	0,188
0,4	435,81	0,143

Общая длина $l = \Delta l_1 + \Delta l_2 + \Delta l_3 + \Delta l_4 = 0,338 + 0,239 + 0,188 + 0,143 = 0,898$ м.

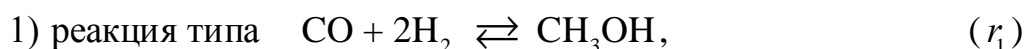
Точное решение дает $T_x = 435,8075$ К, $l = 1,0624$ м, $D = 3,5682$ м, $V = 10,6239$ м³, $F_c = 4,0000$ кмоль/с.

По структуре изложения предполагается включить в эту группу примеров расчет идеализированного трубчатого реактора, работающего в режиме с внешним теплообменом. Но такой пример уже приводился в разделе 3.

Пример 6

Рассчитать контактный аппарат с неподвижным слоем катализатора при адиабатическом тепловом режиме в зоне реакции и прямом теплообмене между полками для понижения температуры потока подачей холодного газа исходного состава.

Данные для расчета.



Справочные сведения о ней

$$r_1 = k_1 \cdot \left[10 \cdot P \cdot M\partial_V \cdot \left(\frac{M\partial_{CO}}{M\partial_{CH_3OH}} \right)^{0,25} - \frac{1}{K_{P_1}^{0,5}} \cdot \left(\frac{M\partial_{CH_3OH}}{M\partial_{CO}} \right)^{0,25} \right], \text{ моль}/(\text{л} \cdot \text{мин});$$

$$k_1 = 7,533 \cdot 10^8 \cdot e^{-\frac{8503}{T}};$$

$$\lg K_{P_1} = 9,218 + \frac{3971}{T} - 7,492 \cdot \lg T + 0,00177 \cdot T - 0,311 \cdot 10^{-7} \cdot T^2;$$

$$r_2 = \frac{k_2 \cdot 10 \cdot P \cdot (M\partial_{H_2} \cdot M\partial_{CO_2} - M\partial_{H_2O} \cdot M\partial_{CO} \cdot K_{P_2}^{-1})}{(0,8 \cdot M\partial_{H_2O} + M\partial_{CO_2})}, \text{ моль}/(\text{л} \cdot \text{мин});$$

$$k_2 = 5,822 \cdot 10^{11} \cdot e^{-\frac{16403}{T}};$$

$$\lg K_{P_2} = 1,277 + \frac{2167}{T} + 0,5194 \cdot \lg T - 1,037 \cdot 10^{-3} \cdot T + 2,33 \cdot 10^{-7} \cdot T^2,$$

в которых P – рабочее давление; T – температура, К; $M\partial$ – мольная доля;

- 2) фазовое состояние потока - газ;
- 3) давление в аппарате - 7,8 МПа;
- 4) объемный расход потока на входе - $282 \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{ч}$;
- 5) требуемая производительность по метанолу - не менее $30 \cdot 10^3 \text{ кг/ч}$;
- 6) разрешенный перепад температур в зоне реакции (вход – выход) – $230^\circ \div [280^\circ - (n-1) \cdot 10]$, где n – номер полки;
- 7) диаметр аппарата - 4380 мм;
- 8) температура потока охлаждения – 59°C (332 К);
- 9) $\frac{\Delta H_1}{\bar{c}_p} = 2835$; $\frac{\Delta H_2}{\bar{c}_p} = 1296$;
- 10) состав исходного газа (в $M\partial$): $CO = 0,044$; $CO_2 = 0,02$; $H_2 = 0,82$; инертнов – $IN = 0,102$; $CH_3OH = 4,23 \cdot 10^{-3}$; $H_2O = 0,77 \cdot 10^{-3}$.

Решение

Предлагается для многополочного колонного аппарата аппроксимировать каждую полку РИВ. Поскольку обе реакции протекают одновременно в одном объеме, справедливо равенство:

$$\frac{dc_1}{r_1} = \frac{dc_2}{r_2} = d\tau.$$

Условием, определяющим максимальное время контакта на каждой полке, является ограничение по выходной температуре.

Тепловой баланс любой полки

$$T_X = T_0 + \frac{1}{c_p} \cdot (\Delta H_1 \cdot M_{CO} + \Delta H_2 \cdot M_{CO_2}),$$

где T_0 – температура потока на входе; T_X – текущая температура в зоне реакции; \bar{c}_p – средняя (по всему объему) молярная теплоемкость потока; ΔH – тепловые эффекты реакций.

В дальнейшем

$$T_X = T_0 + 2825 \cdot M_{CO} + 1296 \cdot M_{CO_2}.$$

Таблица 1

Материальный баланс 1-й полки (в Мд)

Компонент	Вход	Текущие значения	
		без учета изменения объема	с учетом изменения объема
CO	0,044	0,044 - x + y	(0,044 - x + y)/F1
CO ₂	0,02	0,02 - y	(0,02 - y)/F1
H ₂	0,82	0,82 - 2x - y	(0,82 - 2x - y)/F1
CH ₃ OH	0,00423	0,00423+x	(0,00423+x)/F1
H ₂ O	0,00077	0,00077+y	(0,00077+y)/F1
IN	0,111	0,102	0,102/F1
		$\Sigma = 1 - 2 \cdot x = F1$	

где x – убыль CO в реакции 1; y – убыль CO₂ в реакции 2;

Для последующих ступеней контакта входные и выходные составляющие баланса пересчитываются с учетом разбавления холодным потоком.

Тепловой баланс смешения определяется соотношением

$$U \cdot F1 \cdot \bar{c}_p \cdot T_{\text{вых}} + U1 \cdot T_{\text{п}} \bar{c}_p = (U \cdot F1 + U1) \cdot \bar{c}_p \cdot T_{\text{вход}},$$

в котором

U – объемный расход;

$F1$ – количество молей в потоке;

$U1$ – объемный расход поддува;

$T_{\text{п}}$ – температура потока поддува;

$T_{\text{вход}}$ – необходимая температура на входе в следующую ступень;

$T_{\text{вых}}$ – температура потока на выходе из предыдущей ступени;

\bar{c}_p – теплоемкость.

После несложных преобразований и допущения, что $\bar{c}_p \approx c_{p_0}$, получаем

$$U1 = U \cdot F1 \cdot \frac{(T_{\text{ВЫХ}} - T_{\text{ВХОД}})}{(T_{\text{ВХОД}} - T_{\text{П}})}$$

Материальный баланс следующей полки (в $M\partial$):

- перерасчет входных концентраций производится по

$$M\partial_i = \frac{\text{объем } i\text{-компоненты}}{\text{общий объем}} ;$$

- общий объем на входе = $U + U1 = 1 + P1$ или $P1 = U1/U$;
- общее количество i -компонента на входе = $U \cdot M\partial_i^{\text{ВВХ}} + U1 \cdot M\partial_i^0$.

Например, для СО на входе будем иметь

$$M\partial_{\text{CO}} = \frac{0,044 - x - y}{F1} + 0,044 \cdot \frac{P1}{1 + P1} = A1.$$

Тогда, текущая концентрация для СО определится как

$$\frac{A1 - x + y}{F1}.$$

Для CH_3OH , например: $\frac{M1 + x}{F1}$, где $M1 = M\partial_{\text{CH}_3\text{OH}}$ на входе в ступень, определенное аналогично $A1$.

Для определения ОРЗ и производительности по метанолу используем шаговый метод.

Задаемся интервалом варьирования по x и y . Допустим, что $\Delta x = 0,001$ и $\Delta y = 10^{-4}$, тогда значения x и y определятся как $x = x + \Delta x$ и $y = y + \Delta y$ (на входе $x = y = 0$).

На первом шаге имеем $x = 0,001, y = 10^{-4}$.

Вычисляем значения $\frac{\Delta x}{r_1} \cdot 10^3$ и $\frac{\Delta y}{r_2} \cdot 10^3$ по следующему алгоритму:

$$T_x = 503 + 2835 \cdot 0,001 + 1296 \cdot 10^{-4} \approx 506 \text{ K} ;$$

$$k_1 = 7,533 \cdot 10^8 \cdot e^{-\frac{8503}{486}} = 18,96 ;$$

$$k_2 = 5,822 \cdot 10^{11} \cdot e^{-\frac{16403}{486}} = 1,27 \cdot 10^{-3} ;$$

$$\lg K_{P_1} = 9,218 + \frac{3971}{486} - 7,492 \cdot \lg 486 + 0,00177 \cdot 486 - 0,311 \cdot 10^{-7} \cdot 486^2 = -1,88 ;$$

$$K_{r_1} = 0,013;$$

$$\lg K_{r_2} = 1,277 + \frac{2167}{486} + 0,5194 \cdot \lg 486 - 1,037 \cdot 10^{-3} \cdot 486 + 2,33 \cdot 10^{-7} \cdot 486^2 = 7,108;$$

$$K_{r_2} = 1,28 \cdot 10^7;$$

$$r_1 = 18,96 \cdot \left[10 \cdot 7,8 \cdot (0,82 - 2 \cdot 10^{-3} - 10^{-4}) \cdot \left(\frac{0,044 - 10^{-3} + 10^{-4}}{10^{-3}} \right)^{0,25} \right] -$$

$$- 18,96 \cdot \frac{1}{0,013^{0,5}} \cdot \left(\frac{10^{-3}}{0,044 - 10^{-3} + 10^{-4}} \right)^{0,25} = 3169;$$

$$\frac{\Delta x}{r_1} \cdot 10^3 = \frac{10^{-3}}{3,169} \cdot 10^3 = 0,3155 \quad ;$$

$$r_2 = \frac{\left[(0,82 - 2 \cdot 10^{-3} - 10^{-4}) - (0,044 - 10^{-3} + 10^{-4}) \cdot 10^{-4} \cdot (1,28 \cdot 10^7)^{-1} \right]}{(0,8 \cdot 10^{-4} + 0,02 \cdot 10^{-4})} \times$$

$$\times 1,27 \cdot 10^{-3} \cdot 10 \cdot 7,8 = 8,15 \cdot 10^{-6};$$

$$\frac{\Delta y}{r_2} \cdot 10^3 = \frac{10^{-4}}{8,15 \cdot 10^{-6}} \cdot 10^3 = 12285.$$

Полученные результаты не удовлетворяют условию

$$\frac{\Delta x}{r_1} \cdot 10^3 = \frac{\Delta y}{r_2} \cdot 10^3.$$

Дальнейшие расчетные действия связаны с тем, что при фиксированном $x = 0,001$, постепенно уменьшая значение y , добиться выполнения поставленного условия. Примерное значение y , удовлетворяющее этому, равно $2,5 \cdot 10^{-8}$. Эта величина в тепловом балансе практически не влияет на полученное выше T_x , но сказывается на величине времени контакта. Так как полученное значение $T_x = 506$ К ниже допустимого, процесс можно продолжить в пределах данной ступени контактирования. Предварительно вычисляем

$$\tau_1 = 10^3 \cdot \frac{\Delta x}{r_1} \text{ и запоминаем его; увеличиваем значение } x \text{ еще на один шаг.}$$

$x = 0,002$. Снова подбирая величину y , добиваемся равенства по времени контакта. Ориентировочно этому соответствует величина $y = 10^{-4}$. Этим значениям x и y соответствует $T_x = 510$ К, которая меньше допустимого значения. Вычисляем $\tau_2 = 10^3 \cdot \frac{\Delta x}{r_1}$.

Расчет продолжается аналогичным образом до достижения $T_x = 553$ К. При этой температуре определены $x = 0,022$ и $y = 0,38 \cdot 10^{-6}$. По ним рассчитываем состав потока на выходе (см. матбаланс 1-й полки).

Подсчитываем время контакта $\sum \tau_i$, при этом $OPЗ = U \cdot \tau = 27,42 \text{ м}^3$.

Производительность по продукту (CH_3OH):

$$M = \frac{545 \cdot 10^3 \cdot 32 \cdot 0,022}{22,4 \cdot (1 - 0,044)} = 8789 \text{ кг/час, что ниже заданного.}$$

$$\text{Здесь } \frac{0,022}{1 - 0,044} = M d_{\text{CH}_3\text{OH}}.$$

Для увеличения выработки по CH_3OH нужно продолжить процесс. Для подачи потока на вторую контактную ступень, необходимо поток охладить до 513 К, смешав его с холодным свежим потоком. Количество поддува составит

$$U1 = 545 \cdot 10^3 \cdot 0,956 \cdot \frac{553 - 513}{513 - 332} = 116314,25 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Далее процедура расчета повторяется как для 1-й ступени.

Ниже приводятся результаты расчета на ЭВМ по прилагаемой программе (см. табл.2).

Количество потока на выходе, $\text{нм}^3/\text{ч} = 606722,22$;

Производительность по метанолу, $\text{кг/ч} = 30006,14$;

Мощность реактора по метанолу, $\text{т/год} = 216044,19$.

Таблица 2

Расчет материального баланса при $\Delta x = 0,001$; $\Delta y = 10^{-9}$

Ступень №1			
Компоненты	Вход	Выход	Примечания
CO	0,048	0,0279	$x = 0,0212$; $y = 3,01 \cdot 10^{-6}$
CO ₂	0,03	0,0313	$T_{\text{вх}} = 483 \text{ К}$; $T_{\text{вых}} = 543 \text{ К}$
H ₂	0,82	0,812	$V_{\text{OPЗ}} = 24,53 \text{ м}^3$
CH ₃ OH	0,0	0,0221	$U = 282 \cdot 10^3 \text{ нм}^3/\text{ч}$
H ₂ O	0,0	$3,15 \cdot 10^{-6}$	$U1 = 0$
IN	0,102	0,107	$\tau = 0,313 \text{ с}$
Ступень №2			
Компоненты	Вход	Выход	Примечания
CO	0,033	0,0177	$x = 0,016$; $y = 2,15 \cdot 10^{-6}$

CO ₂	0,031	0,032	$T_{\text{ВХ}}=488 \text{ К}; T_{\text{ВЫХ}} = 533 \text{ К}$
H ₂	0,814	0,808	$V_{\text{ОРЗ}} = 48,28 \text{ м}^3$
CH ₃ OH	0,0165	0,0335	$U = 377390,87 \text{ нм}^3/\text{ч}$
H ₂ O	$2,35 \cdot 10^{-6}$	$4,64 \cdot 10^{-6}$	$U1 = 95390,87 \text{ нм}^3/\text{ч}$
IN	0,105	0,109	$\tau = 0,159 \text{ с}$
Ступень №3			
Компоненты	Вход	Выход	Примечания
CO	0,0236	0,0133	$x = 0,0106; x = 1,51 \cdot 10^{-6}$
CO ₂	0,0316	0,0323	$T_{\text{ВХ}}=493 \text{ К}; T_{\text{ВЫХ}} = 523,05 \text{ К}$
H ₂	0,810	0,806	$V_{\text{ОРЗ}} = 46,65 \text{ м}^3;$
CH ₃ OH	0,0270	0,0384	$U = 468350,89 \text{ нм}^3/\text{ч}$
H ₂ O	$3,75 \cdot 10^{-6}$	$5,36 \cdot 10^{-6}$	$U1 = 90960,05 \text{ нм}^3/\text{ч}$
IN	0,108	0,110	$\tau = 0,359 \text{ с}$
Ступень №4			
Компоненты	Вход	Выход	Примечания
CO	0,0177	0,0127	$x = 0,0052; y = 7,63 \cdot 10^{-7}$
CO ₂	0,0320	0,0323	$T_{\text{ВХ}}=498 \text{ К}; T_{\text{ВЫХ}} = 512,74 \text{ К}$
H ₂	0,808	0,806	$V_{\text{ОРЗ}} = 28,24 \text{ м}^3;$
CH ₃ OH	0,0335	0,0391	$U = 537536,55 \text{ нм}^3/\text{ч}$
H ₂ O	$4,68 \cdot 10^{-6}$	$5,49 \cdot 10^{-6}$	$U1 = 69185,67 \text{ нм}^3/\text{ч}$
IN	0,109	0,110	$\tau = 0,189 \text{ с}$

Программа "Метанол"

Program Metanol;

Uses CRT;

Label Label1;

Type massiv = array[1..500] of real;

Const $T_p=332; T_{in}=483; T_k=543; R_o=1.4285;$
 $P=78; G_m=30000; CO_0=0.048; CO_{20}=0.03;$
 $H_{20}=0.82; Inr_0=0.102; Met_0=0.0; H_{2O0}=0.0;$

Var CO, CO₂, H₂, met, H₂O, Inr : real;
R1in, R2in, R1out, R2out, tau0, tau1, tau2 : real;
F, U, U1, P1, Xt, Yt, Y0, dX, epsilon, Tx : real;

```

i, n                : integer;
tau, W, T, X, Y    : massiv;
FileName           : String;
Dev                : text;

```

```
Function K1(Temp : real) : real;
```

```
begin
```

```
    K1:=7.533E+08*EXP(-8503/Temp);
```

```
end;
```

```
Function K2(Temp : real) : real;
```

```
begin
```

```
    K2:=5.822E+11*EXP(-16403/Temp);
```

```
end;
```

```
Function Kp1(Temp : real) : real;
```

```
begin
```

```
    Kp1:=EXP(4.003+1724.6/Temp-1.4131*Ln(Temp)+0.0007687*Temp-1.35E-08*Sqr(Temp));
```

```
end;
```

```
Function Kp2(Temp : real) : real;
```

```
begin
```

```
    Kp2:=EXP(0.5529+941.1/Temp+0.098*Ln(Temp)-0.0004504*Temp+1.012E-07*Sqr(Temp));
```

```
end;
```

```
begin
```

```
    ClrScr;
```

```
{Подготовка файла вывода}
```

```
    Writeln('Введите имя файла вывода');
```

```
    Readln(FileName);
```

```
    Assign(Dev, FileName);
```

```
    Rewrite(Dev);
```

```
{Задание исходных значений}
```

```
    Xt:=0.0;
```

```
    Yt:=0.0;
```

```
    Y0:=0.0;
```

```
    dX:=0.0001;
```

```
    n:=0;
```

```
    epsilon:=0.00001;
```

```
    CO:=CO0;
```

```
    CO2:=CO20;
```

```
    H2:=H20;
```

```
    Inr:=Inr0;
```

```
    U:=282000;
```

```
    Tx:=Tin;
```

```
{Вычисление параметров реакции на входе в полку n}
```

```

repeat
  i:=0;
  n:=n+1           {Номер полки};
  F:=1-2*Xt       {Подсчет количества молей};
  U1:=U*F*(Tx-Tin)/(Tin-Trp)  {Подсчет количества поддува};
  P1:=U1/U;

{Расчет мольного содержания компонентов реакционной массы}
  CO2:=((CO2-Yt)/F+P1*CO20)/(1+P1);
  CO:=((CO-Xt+Yt)/F+P1*CO0)/(1+P1);
  H2:=((H2-2*Xt-Yt)/F+P1*H20)/(1+P1);
  Inr:=(Inr/F+P1*Inr0)/(1+P1);
  H2O:=((H2O+Yt)/F+P1*H2O0)/(1+P1);
  Met:=((Met+Xt)/F+P1*Met0)/(1+P1);
  U:=U+U1        {Расчет объемной скорости};
  If n<>1 Then   {Если полка не первая}
  Begin         {Расчет скорости процесса на входе в полку n}
    R1in:=K1(Tin)*(P*H2*exp(0.25*Ln(CO/Met))-exp(0.25*Ln(Met/CO))/exp(0.5*Ln(Kp1(Tin))));
    R2in:=K2(Tin)*P*(CO2*H2-CO*H2O/Kp2(Tin))/(0.8*H2O+CO2);
  end;

{Вычисление параметров реакции в слое dx }
  repeat
    i:=i+1;
    Xt:=Xt+dX;
    Yt:=Yt+dX;
    F:=1-2*Xt;

Label1:

{Вычисление текущей температуры в слое dx}
    Tx:=Tin+2835*Xt+1296*Yt;

{Вычисление скорости реакции на выходе из слоя dx}
    R1out:=K1(Tx)*P*(H2-2*Xt-Yt)*exp(0.25*Ln((CO-Xt+Yt)/(Met+Xt)))-
    exp(0.25*Ln((Met+Xt)/(CO-Xt+Yt)))/exp(0.5*Ln(Kp1(Tx)));
    R2out:=K2(Tx)*P*((CO2-Yt)*(H2-2*Xt-Yt)-(CO-
    Xt+Yt)*(H2O+Yt)/Kp2(Tx))/(0.8*(H2O+Yt)+(CO2-Yt));
    IF n = 1 THEN           {Если полка первая}
    begin
      tau1:=60*1000*dX/R1out;
      tau2:=60*1000*ABS(Yt-Y0)/R2out;
    end
    ELSE                   {Если полка не первая}
    begin
      tau1:= 60*1000*dX/((R1in+R1out)/2);
      tau2:= 60*1000*ABS(Yt-Y0)/((R2in+R2out)/2);
    end;
  end;

{Подбор значения шага по Y}

```

```

IF ABS(tau1 - tau2) > epsilon THEN
begin
  IF tau1>tau2 THEN
  begin
    Yt:=Yt+Yt/10;
    GOTO Label1;
  end;
  IF tau1<tau2 THEN
  begin
    Yt:=Yt-Yt/10;
    GOTO Label1;
  end;
end;
tau0:=tau0+tau1; {Время контакта}
tau[i]:=tau0;
W[i]:=U*tau0/3600; {Объем катализатора}
X[i]:=Xt; {текущая конверсия CO (выход метанола в 1-й реакции)}
Y[i]:=Yt; {текущая конверсия CO2 (выход воды во 2-й реакции)}
T[i]:=Tx; {температура в слое}
Y0:=Yt;

{Проверка первого условия}
until Tx >= (Tk - (n - 1) * 10);
Writeln(Dev);
Writeln(Dev,'Номер ступени ',n);
Writeln(Dev,'Количество шагов ',i);
Writeln(Dev);
Writeln(Dev,'количество потока на входе, нм. куб/ч =',U:10:2);
Writeln(Dev,'количество поддува, нм. куб/ч =',U1:10:2);
Writeln(Dev,'время контакта, с =',tau[i]:5:3);
Writeln(Dev);
Writeln(Dev,'Расчетные значения:');
Writeln(Dev,'x =',Xt:10:9,' y =',Yt:10:9,' T =',Tx:5:2,' V, нм куб =',U*tau[i]/3600:6:2);
Writeln(Dev);
Writeln(Dev,' ВХОД Выход');
Writeln(Dev,'температура ',Tin,' ',Tx:5:2);
Writeln(Dev,'Состав потока (м. д.)');
Writeln(Dev,' CO ',CO:7:6,' ',(CO-Xt+Yt)/F:7:6);
Writeln(Dev,' CO2 ',CO2:7:6,' ',(CO2-Yt)/F:7:6);
Writeln(Dev,' H2 ',H2:7:6,' ',(H2-2*Xt-Yt)/F:7:6);
Writeln(Dev,' H2O ',H2O:7:6,' ',(H2O+Yt)/F:7:6);
Writeln(Dev,' метанол ',Met:7:6,' ',(Met+Xt)/F:7:6);
Writeln(Dev,' инерты ',Inr:7:6,' ',Inr/F:7:6);
Writeln(Dev);

{Проверка второго условия}
until (U * (Met + Xt) * Ro / F) >= Gm;
Writeln(Dev,'Количество потока на выходе, нм. куб/ч =',U+U1:10:2);
Writeln(Dev,'Производительность по метанолу, кг/ч =',U*(Met+Xt)*Ro/F:10:2);

```

```

    Writeln(Dev,'Мощность реактора по метанолу, т/год      =',U*(Met+Xt)*Ro/F*7.2:10:2);
    Close(Dev);
end.

```

Вариант программы с оптимизацией шага по у методом золотого сечения

```

Program Metanol;
Uses CRT;

Label    quit, pos2, pos1;

Type     PMassiv= ^massiv;
         massiv = array[1..400, 1..5] of real;

Const    Tp=332; Tn=483; Tk=543; Ro=1.4285; P=78; Gm=30000;
         CO0=0.048; CO20=0.03; H2O=0.82; Inr0=0.102; Met0=0.0; H2O0=0.0;

Var      CO, CO2, H2, met, H2O, Inr, xG, Fg           : real;
         i, t1, t2, x0, x1, x2, x3, F0, F1, F2, F3    : real;
         R1in, R2in, R1out, R2out, tau0, tau1, tau2, Tx : real;
         F, U, U1, P1, Xt, Yt, Y0, dX, epsilon, Tin, Tout : real;
         i, n, cicle                                     : integer;
         tau, W, T, X, Y                                 : massiv;
         FileName                                       : string;
         Dev                                             : text;

Function K1(Temp : real) : real;
begin
    K1:=7.533E+08*EXP(-8503/Temp);
end;

Function K2(Temp : real) : real;
begin
    K2:=5.822E+11*EXP(-16403/Temp);
end;

Function Kp1(Temp : real) : real;
begin
    Kp1:=EXP(4.003+1724.6/Temp-1.4131*Ln(Temp)+0.0007687*Temp-1.35E-08*Sqr(Temp));
end;

Function Kp2(Temp : real) : real;
begin
    Kp2:=EXP(0.5529+941.1/Temp+0.098*Ln(Temp)-0.0004504*Temp+1.012E-07*Sqr(Temp));
end;

Procedure Fx (var FGold:real; var xGold:real);
begin
    Yt:=XGold;

    {Вычисление текущей температуры в слое dx}
    Tx:=Tin+2835*Xt+1296*Yt;

```



```
{Вычисление скорости реакции на выходе из слоя dx}
R1out:=K1(Tx)*(P*(H2-2*Xt-Yt)*exp(0.25*Ln((CO-Xt+Yt)/(Met+Xt)))-exp(0.25*Ln((Met+Xt)/(CO-
Xt+Yt)))/exp(0.5*Ln(Kp1(Tx))));
R2out:=K2(Tx)*P*((CO2-Yt)*(H2-2*Xt-Yt)-(CO-Xt+Yt)*(H2O+Yt)/Kp2(Tx))/(0.8*(H2O+Yt)+(CO2-Yt));
```

```
{Вычисление времени контакта в слое dx}
```

```
IF n = 1 THEN
begin
tau1:=60*1000*dX/R1out;
FGold := R2out * tau1 / (60*1000) + Y0 - Yt;
tau2:=60*1000*ABS(Yt-Y0)/R2out;
end
ELSE
begin
tau1:=60*1000*dX/((R1in+R1out)/2);
FGold := (R2in + R2out) / 2 * tau1 / (60 * 1000) + Y0 - Yt;
tau2:=60*1000*ABS(Yt-Y0)/((R2in+R2out)/2);
end;
end;
```

```
Procedure GoldZero (A, B, E:real; var x,F:real);
```

{ "Метод золотого сечения". Процедура **GoldZero** производит поиск интервала $[X1, X2]$, в котором лежит решение уравнения $F(x)=0$. $F(x)$ определяется в процедуре **Fx**. A, B - интервал возможного варьирования переменной x ; A - нижний предел; B - верхний предел; E - относительная погрешность вычислений (относительно интервала $A - B$) так, что $(X2-X1) \leq E*(B-A)$ }

```
begin
t1:=0.3819660113;
t2:=1 - t1;
x0:=A;
x1:=A + t1*(B - A);
x2:=A + t2*(B - A);
x3:=B;
Fx(F0,x0);
Fx(F1,x1);
Fx(F2,x2);
Fx(F3,x3);
i:=x3 - x1;
cicle:=0;
While (i>E*(B-A)) do
begin
cicle:=cicle+1;
if ((F0 < 0) and (F3 < 0)) or ((F0 > 0) and (F3 > 0)) then
begin
if cicle>7 then
begin
writeln('Я Вас предупреждала уже семь раз');
writeln('Сейчас я говорю: "Это уравнение не имеет решений"');

```

```

        writeln('Останавливаю бесполезную работу машины');
        writeln('Нажмите клавишу "Enter"');
        exit;
    end;
    writeln('на интервале ', x0, ' - ', x3);
    writeln('уравнение  $F(x) = 0$  имеет несколько решений');
    goto pos2;
end; {end if}
if F0 < 0 then
if F2 < 0 then goto pos1 else goto pos2
else if F2 > 0 then goto pos1;
pos2:
i:= x2 - x0;
x3:= x2;
x2:= x1;
x1:= x0 + t1 * i;
F3:= F2;
F2:= F1;
Fx(F1,x1);
goto quit;
pos1:
i:= x3 - x1;
x0:= x1;
x1:= x2;
x2:= x0 + t2 * i;
F0:= F1;
F1:= F2;
Fx(F2,x2);
quit:
end; {end while}
x:=x1;
F:=F1;
end; {end GoldZero}

Procedure Evaluate;

Label Label1;

begin
    repeat
        i:=i+1;
        Xt:=Xt+dX;
        Yt:=Yt+dX;
        F:=1-2*Xt;
    Label1:
        {Вычисление текущей температуры в слое  $dx$ }
        Tx:=Tin+2835*Xt+1296*Yt;

        {Вычисление скорости реакции на выходе из слоя  $dx$ }

```

```

R1out:=K1(Tx)*(P*(H2-2*Xt-Yt)*exp(0.25*Ln((CO-Xt+Yt)/(Met+Xt)))-exp(0.25*Ln((Met+Xt)/(CO-
Xt+Yt)))/exp(0.5*Ln(Kp1(Tx))));
R2out:=K2(Tx)*P*((CO2-Yt)*(H2-2*Xt-Yt)-(CO-Xt+Yt)*(H2O+Yt)/Kp2(Tx))/(0.8*(H2O+Yt)+(CO2-Yt));
IF n = 1 THEN
begin
tau1:=60*1000*dX/R1out;
tau2:=60*1000*ABS(Yt-Y0)/R2out;
end
ELSE
begin
tau1:=60*1000*dX/((R1in+R1out)/2);
tau2:=60*1000*ABS(Yt-Y0)/((R2in+R2out)/2);
end;
IF ABS(tau1-tau2)>epsilon THEN GoldZero(0, Xt, 0.000001, xG, Fg);
tau0:=tau0+tau1;           {Время контакта}
tau[i,n]:=tau0;
W[i,n]:=U*tau0/3600; {Объем катализатора}
X[i,n]:=Xt;           {текущая конверсия CO (выход метанола в 1-й реакции) }
Y[i,n]:=Yt;           {текущая конверсия CO2 (выход воды во 2-й реакции) }
T[i,n]:=Tx;           {температура в слое dx}
Y0:=Yt;
if (U*(Met+Xt)*Ro/F)>=Gm then Exit;

{Проверка первого условия}
until Tx>=Tout;
end;

begin
ClrScr;

{Подготовка файла вывода}
Writeln('Введите имя файла вывода:');
Readln(FileName);
Assign(Dev, FileName);
Rewrite(Dev);

{Задание исходных значений}
epsilon:=0.000001;
dX:=0.0001;
Xt:=0.0;
Yt:=0.0;
n:=0;
CO:=CO0;
CO2:=CO20;
H2:=H20;
Inr:=Inr0;
U:=282000.0;
Tx:=Tn;

```

```

{Вычисление параметров реакции на входе в полку n}
repeat
  n:=n+1;
  {if n=1 then Tin:=Tin0 else Tin:=Tin0+exp(1/(n-1)*ln(5*n));
  if n=1 then Tout:=Tout0 else Tout:=Tout0-exp(1/(n-1)*ln(2*n));}
  Tin:=Tn+(n-1)*5;
  Tout:=Tk-(n-1)*10;
  i:=0;
  F:=1-2*Xt;
  U:=U*F;
  U1:=U*(Tx-Tin)/(Tin-Tp);
  P1:=U1/U;
  CO2:=((CO2-Yt)/F+P1*CO20)/(1+P1);
  CO:=((CO-Xt+Yt)/F+P1*CO0)/(1+P1);
  H2:=((H2-2*Xt-Yt)/F+P1*H20)/(1+P1);
  Inr:=(Inr/F+P1*Inr0)/(1+P1);
  H2O:=((H2O+Yt)/F+P1*H2O0)/(1+P1);
  Met:=((Met+Xt)/F+P1*Met0)/(1+P1);
  U:=U+U1;
  If n<>1 Then
  begin
    R1in:=K1(Tin)*(P*H2*exp(0.25*Ln(CO/Met))-exp(0.25*Ln(Met/CO))*exp(0.5*Ln(Kp1(Tin))));
    R2in:=K2(Tin)*P*(CO2*H2-CO*H2O/Kp2(Tin))/(0.8*H2O+CO2);
  end;
  Xt:=0.0;
  Yt:=0.0;
  Y0:=0.0;
  tau0:=0.0;
  Evaluate;
  Writeln(Dev);
  Writeln(Dev,'Номер студента ',n);
  Writeln(Dev,'Количество шагов ',i);
  Writeln(Dev);
  Writeln(Dev,'количество потока на входе, нм.куб/ч =',U:10:2);
  Writeln(Dev,'количество поддува, нм.куб/ч =',U1:10:2);
  Writeln(Dev,'время контакта, с = ',tau[i]:5:3);
  Writeln(Dev);
  Writeln(Dev,'Расчетные значения:');
  Writeln(Dev,'x =',Xt:10:9,' y =',Yt:10:9,' T =',Tx:5:2,' v, нм.куб =',U*tau[i]/3600:6:2);
  Writeln(Dev);
  Writeln(Dev,'          ВХОД          ВЫХОД');
  Writeln(Dev,'температура          ',Tin:5:2,'          ',Tx:5:2);
  Writeln(Dev,'Состав потока (м.д.)');
  Writeln(Dev,' CO          ',CO:7:6,'          ',(CO-Xt+Yt)/F:7:6);
  Writeln(Dev,' CO2          ',CO2:7:6,'          ',(CO2-Yt)/F:7:6);
  Writeln(Dev,' H2          ',H2:7:6,'          ',(H2-2*Xt-Yt)/F:7:6);
  Writeln(Dev,' H2O          ',H2O:7:6,'          ',(H2O+Yt)/F:7:6);
  Writeln(Dev,' метанол          ',Met:7:6,'          ',(Met+Xt)/F:7:6);
  Writeln(Dev,' инерты          ',Inr:7:6,'          ',Inr/F:7:6);

```

```

Writeln(Dev);

{Проверка второго условия}
until (U * (Met + Xt) * Ro / F) >= Gm;
Writeln(Dev, 'Количество потока на выходе, нм.куб/ч = ', U+U1:10:2);
Writeln(Dev, 'Производительность по метанолу, кг/ч = ', U*(Met+Xt)*Ro/F:10:2);
Writeln(Dev, 'Мощность реактора по метанолу, т/год = ', U*(Met+Xt)*Ro/F*7.2:10:2);
Close(Dev);
end.

```

В заключение необходимо подчеркнуть комплексность решений в примере. Расчет материальных балансов, тепловых балансов, объемов зон контактирования и производительности аппарата производится во взаимосвязанном расчете, без жестко фиксированных технологических параметров: температур входа - выхода, количества зон контактирования, конверсии ключевых реагентов, нагрузки по сырью.

Пример 7

Для реакции второго порядка с кинетическим уравнением

$$r_i = k \cdot C_i^2 \text{ (кмоль/м}^3 \cdot \text{ч)},$$

проводимой в каскаде РИС (с равными по объему реакторами), необходимо определить число ступеней контактирования, если задано: объем реактора равен 1 м^3 , тепловой режим – изотермический, $k = 5 \text{ с}^{-1}$; $U = 10 \text{ м}^3/\text{ч}$; $C_0 = 55 \text{ кмоль/м}^3$; концентрация на выходе из каскада $C_k = 0,5 \text{ кмоль/м}^3$.

Решение

Материальный баланс каскада определяется системой:

$$U \cdot C_0 = U \cdot C_1 + V \cdot k \cdot C_1^2;$$

$$U \cdot C_1 = U \cdot C_2 + V \cdot k \cdot C_2^2;$$

.....

$$U \cdot C_{n-1} = U \cdot C_n + V \cdot k \cdot C_n^2.$$

где индексы 1, 2, ... n – обозначают порядковый номер реактора от входа.

Чтобы не иметь дела с квадратными уравнениями при вычислениях, предлагается расчет начать с конца. Тогда в $U \cdot C_{n-1} = U \cdot C_n + V \cdot k \cdot C_n^2$ будет одна неизвестная величина C_{n-1} – концентрация питания на входе в последнюю ступень контактирования:

$$C_{n-1} = \frac{V \cdot k \cdot C_n^2}{U} + C_n = \frac{1 \cdot 5 \cdot 0,5^2}{10} + 0,5 = 0,625.$$

Для второго реактора (считая с конца)

$$C_{n-2} = \frac{V \cdot k \cdot C_{n-1}^2}{U} + C_{n-1} = \frac{1 \cdot 5 \cdot 0,625^2}{10} + 0,625 = 0,820$$

и т.д. до достижения концентрации на входе $C_i \approx 55$ кмоль/м³.

После этого остается подсчитать число выполненных действий, что соответствует ответу на вопрос задания.

Для нашего примера изменение концентрации по ступеням получилось:

Номер реактора (с конца)	1	2	3	4	5	6	7
Концентрация на входе	0,625	0,82	1,158	1,826	3,49	9,59	55,6
Концентрация на выходе	0,5	0,625	0,82	1,158	1,826	3,49	9,59

Таким образом, получилось 7 реакторов с $OP3 = 1$ м³ каждый.

Пример 8

Если рассматриваемая зависимость

$$r_i = k \cdot c_i,$$

а все остальное осталось прежним, как в примере 7, то преобразование системы (с конца или с начала - безразлично) приводит к однозначному решению:

$$(1 + k \cdot \tau) = \sqrt[n]{\frac{C_0}{C_K}}$$

в котором $\tau = V/U$; n - число реакторов в каскаде.

$$\text{В окончательном виде это будет } n = \frac{\ln \frac{C_0}{C_K}}{\ln(1 + k \cdot \tau)} = \frac{\ln \frac{55}{0,5}}{\ln(1 + 5 \cdot 0,1)} = 11,6.$$

При округлении до 12 реакторов можно ожидать, что выходная концентрация сырья из каскада будет ниже, чем задано по условию.

Простота выражений для расчета в данном примере является специфической для реакций первого порядка и только.

Пример 9

Рассматривается каскад РИС. Постановка задачи сводится к определению объема единичного реактора при известном количестве их в каскаде. Пусть это число равно 12. Если взять условия примера 8 по типу реакции и тем же значениям U , C_0 , C_K , k , то можно воспользоваться зависимостью:

$$(1 + k \cdot \tau) = \sqrt[12]{\frac{C_0}{C_K}} = \sqrt[12]{\frac{55}{0,5}} \approx 1,5,$$

из чего следует, что $\tau = \frac{1,5 - 1}{5} = 0,1$. Тогда $V = U \cdot \tau = 10 \cdot 0,1 = 1 \text{ м}^3$.

Пример 10

Для реакции, протекающей в РПД необходимо рассчитать время проведения процесса в условиях изотермического режима после периода разогрева до $T = 75^\circ\text{C}$.

Исходные данные: начальная конверсия $x=0,3$; конечная конверсия $x=0,8$; $r = k \cdot C_0 \cdot (1 - x)$, моль/м³·с; $k = 0,7 \cdot 10^{10} \cdot e^{-\frac{10000}{T}}$, с⁻¹.

Решение

Предлагается воспользоваться расчетной зависимостью

$$\tau = C_0 \cdot \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{r_i}$$

или конкретно для данного примера $\tau = C_0 \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{k \cdot C_0 \cdot (1 - x)} = \frac{1}{k} \cdot \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{1 - x}$.

Хотя данный интеграл является табличным, все же предлагается определение провести численным методом (методом трапеций).

Выбираем шаг варьирования по x . Допустим $\Delta x = 0,1$. Присваиваем символу I значение $\frac{\Delta x}{1 - x}$: $I = \frac{\Delta x}{1 - x}$. Тогда численному значению интеграла в пределах по $x=0,3 \div 0,8$ будет соответствовать площади фигуры на графике (рис.5) - (1 - 2 - 3 - 4 - 5 - 6 - $x=0,8$ - $x=0,3$ - 1). Аналитический расчет величины этой площади сводится к определению отдельных составляющих S_1, S_2, \dots, S_5 с последующим их суммированием.

Каждая составляющая S_i будет представляться площадью трапеции с основаниями I_n и I_{n+1} и высотой Δx (участок кривой на шаге Δx заменяется

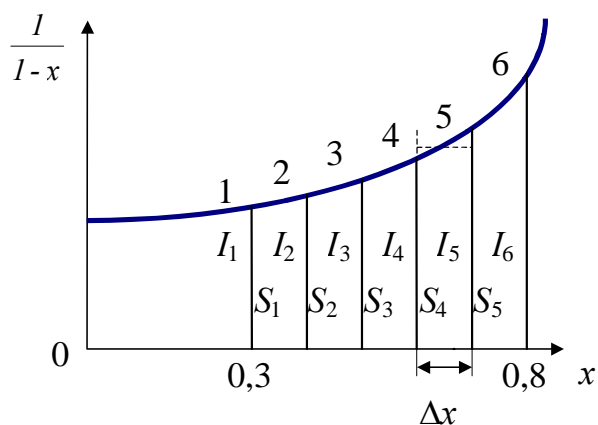


Рис. 5. График зависимости $\frac{1}{1-x}$ от x

прямой линией, соединяющей значения ординат I_n и I_{n+1}). В итоге $S_i = (I_n + I_{n+1}) \cdot \Delta x / 2$.

Вычисляем I_1 при $x = 0,3$:

$$I_1 = \frac{1}{1-x} = \frac{1}{1-0,3} = 1,428.$$

Делаем первый шаг: $n = 1$; $x = n \cdot \Delta x + 0,3 = 1 \cdot 0,1 + 0,3 = 0,4$;

$$I_2 = \frac{1}{1-x} = \frac{1}{1-0,4} = 1,66; S_1 = \frac{I_1 + I_2}{2} \cdot \Delta x = \frac{1,428 + 1,66}{2} \cdot 0,1 = 0,154.$$

Делаем второй шаг: $n = 2$; $x = 0,5$;

$$I_3 = \frac{1}{1-x} = \frac{1}{1-0,5} = 2,0; S_2 = \frac{I_2 + I_3}{2} \cdot \Delta x = \frac{1,66 + 2,0}{2} \cdot 0,1 = 0,183.$$

Результаты остальных шагов:

$n = 3$	$x = 0,6$	$I_4 = 2,50$	$S_3 = 0,275$
$n = 4$	$x = 0,7$	$I_5 = 3,33$	$S_4 = 0,291$
$n = 5$	$x = 0,8$	$I_6 = 5,00$	$S_5 = 0,416$

$$\sum S_i = 1,319,$$

$$k = 0,7 \cdot 10^{10} \cdot e^{-\frac{10000}{273 + 75}} = 2,4 \cdot 10^{-3},$$

$$\tau = \frac{1}{2,4 \cdot 10^{-3}} \cdot 1,319 = 0,54 \cdot 10^3 = 540 \text{ с или 9 мин.}$$

Примечание: расчет стадии подогрева см. в разделе 1.3.

4.2. Графоаналитические методы

Суть этих методов отражает содержание аналитических методов расчета. Разница заключена в технике решений задач.

Все графоаналитические методы ориентированы на определение времени контакта τ , по смыслу идентичному $\tau = \frac{1}{r} \cdot \Delta C$.

Для практического определения τ необходимо построить на листе бумаги график в одном из вариантов по аргументу

Построение проводится на основании известной зависимости $r = f(C, T)$ (см. рис. 6.).

Возьмем для примера выражение

$$r = k \cdot C_0 \cdot (1 - x).$$

Допустим, $T = 100$; $k = 10$; $C_0 = 1$; $x_K = 0,8$.

Произвольно разобьем заданный интервал по x на ряд значений, допустим на 4. Тогда каждое изменение $\Delta x = 0,2$.

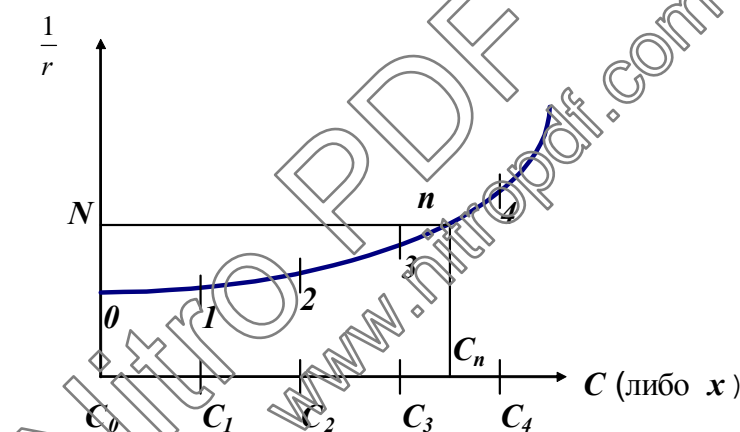


Рис. 6. Зависимость $\frac{1}{r} = f[C(x)]$ (планшет)

Построение начинается с определения величины $1/r$ в точке 0: $x = 0$;
 $C_0 = 1$; $r_0 = 10 \cdot 1 \cdot (1 - 0) = 10$; $\frac{1}{r_0} = 0,1$.

На графике откладываем при $C_0 = 1$ отрезок по ординате, равный 0,1. Далее при $x = 0,2$; $c_1 = 0,8$; $r_1 = 8$; $1/r_1 = 0,125$. Откладываем на оси концентраций значение $C_1 = 0,8$ (или 0,2 на оси по x). Из этой точки восстанавливаем ординату $1/r_1 = 0,125$. Получаем точку 1. Далее действия повторяются аналогично для каждого последующего шага по x . В итоге имеем

x	0	0,2	0,4	0,6	0,8
C	1	0,8	0,6	0,4	0,2
r	10	8	6	4	2
$1/r$	0,1	0,125	0,166	0,25	0,5
точки	0	1	2	3	4

Соединением точек 0 ÷ 4 плавной линией заканчиваем подготовительный этап работы - создание планшета $\frac{1}{r} = f(C)$.

Определение времени контакта для различных идеальных моделей сводится к вычислению площадей, ограниченных контуром по точкам:

1) для одиночного РИС - $(C_0 - c_n - n - N - C_0)$.

Это соответствует площади прямоугольника с обозначенными вершинами, т.к. произведение основания $C_0 - C_n = \Delta C$ на высоту $N - C_0 = \frac{1}{r}$ определяет τ ;

2) для РИВ и РПД - $(C_0 - C_n - n - 3 - 2 - 1 - 0 - C_0)$, что соответствует площади фигуры под кривой $n - 3 - 2 - 1 - 0$;

3) для каскада РИС однозначного ответа дать невозможно, т.к. общее время пребывания потока в каскаде складывается из отдельных временных составляющих, которые могут быть разными.

На практике наиболее часто реализуется условие равенства ОРЗ отдельных реакторов в каскаде. Это же соответствует для жидкостных потоков равенству времен контакта в каждом реакторе. Предметом решений могут быть:

а) определение единичного времени контакта при заданном числе ступеней контактирования и условии

$$V_1 = V_2 = \dots V_n;$$

б) при известном времени контакта в каждом реакторе и условии $V_1 = V_2 = \dots V_n$ определяется число реакторных единиц в каскаде;

в) специальные задания.

Поясним это примером.

Пример 11

Для проведения реакции, кинетическое уравнение которой представляется как $r = k \cdot C_0 \cdot (1 - x)$, необходимо определить время контакта в каждом реакторе, если число их в каскаде равняется 3. Считать $V_1 = V_2 = V_3$. Темпе-

ратурный режим задан как изотермический. Дополнительно дано: $C_0 = 1$; $k = 10$; конечная степень превращения $x = 0,9$.

Для ответа на вопрос необходимо иметь планшет $r = f(x)$.

Допустим, что таковой построен по вышеприведенной методике и представляется в виде рис. 7. Дальнейшие действия определяются следующими соображениями. Необходимо выдержать условие $\frac{\Delta x_1}{r_1} = \frac{\Delta x_2}{r_2} = \frac{\Delta x_3}{r_3}$ (что соответствует $\tau_1 = \tau_2 = \tau_3$). По зависимости $r = f(x)$ из начальной точки с $x = 0$ проводим формализованную рабочую линию, соединяющую предполагаемые значения x на входе и значения r при x . Допустим, взяли наугад для первого реактора $\Delta x = \Delta x_1$ и отложили эту величину на планшете. По этому значению восстановлением перпендикуляра из точки 1 до пересечения в точке A с кривой $r = f(x)$ определяем предполагаемое значение r , реализуемое в первом реакторе. Рабочая линия на нашем графике будет $0 - A$ и ее наклон определяет угол α'_1 ; с учетом высказанного для нашего условия равенство

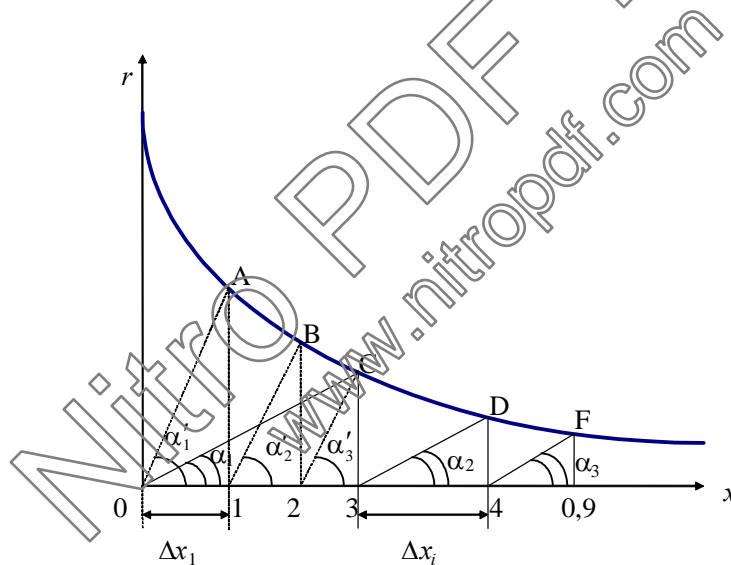


Рис. 7. Планшет $r = f(x)$ для примера 11

всех $\frac{\Delta x}{r}$ должно переходить в равенство $Ctg\alpha'_1 = Ctg\alpha'_2 = Ctg\alpha'_3$ с точным прохождением последней наклонной через точку F , отвечающую за конечную x .

Схема дальнейших действий связана с проведением из точки 1 под углом α'_2 линии $1 - B$; затем из точки 2 проводим линию под тем же наклоном до пересечения в точке C , и на этом построение должно было бы закончить-

ся. Однако пересечение в точке С не отвечает конечной конверсии. Чтобы достичь этого, необходимо поменять угол α'_1 на меньшее значение и повторять построение до тех пор, пока все три “ступеньки” не закончатся в точке F (на графике граф 0 - С - 3 - D - 4 - F - 0,9).

Искомое время контакта будет равняться отношению отрезков Δx к r , измеренных по графику в численном масштабе, для любой ступени контакта.

Например, $\tau = \frac{(0 \div 3)}{(3 \div C)} = \frac{(3 \div 4)}{(4 \div D)} = \frac{(4 \div 0,9)}{(0,9 \div F)}$. Для определения ОРЗ надо най-

денное время умножить на U .

Пример 12

В каскаде РИСНД протекает реакция $2A \rightleftharpoons B + C$. Объемный расход питания равен $V_0 = 10 \text{ м}^3/\text{ч}$. Начальная концентрация вещества A составляет $C_{A_0} = 1,5 \text{ кмоль}/\text{м}^3$. Константа скорости прямой реакции равна $k = 10 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{ч})$, константа равновесия $K_p = 16,0$. Необходимый выход продуктов должен составить 80% от равновесного.

Требуется определить объем реакционной зоны РИСНД, обеспечивающий заданную производительность, а также число аппаратов в каскаде, если объем каждого из них равен 1/10 объема РИСНД.

Решение

Обозначим через x_p равновесное количество продукта реакции (B и C).

Тогда будем иметь $K_p = \frac{x_p^2}{(1,5 - 2x_p)^2} = 16$, откуда $x_p = 0,667$. Конечная сте-

пень превращения равна $x = 0,8 \cdot 0,667 = 0,533$, а конечная концентрация вещества A равна $c_{A_k} = 1,5 - 2 \cdot 0,533 = 0,434$. Уравнение скорости реакции для

этого случая равно: $-\frac{dc_A}{d\tau} = k \cdot \left(C_A^2 - \frac{C_B \cdot C_C}{K_p} \right) = 10 \left[(1,5 - 2 \cdot x)^2 - \frac{x^2}{16} \right]$.

Для одной ступени будем иметь:

$$r_A = 10 \cdot \left[(1,5 - 2 \cdot 0,533)^2 - \frac{0,533^2}{16} \right] = 1,70 .$$

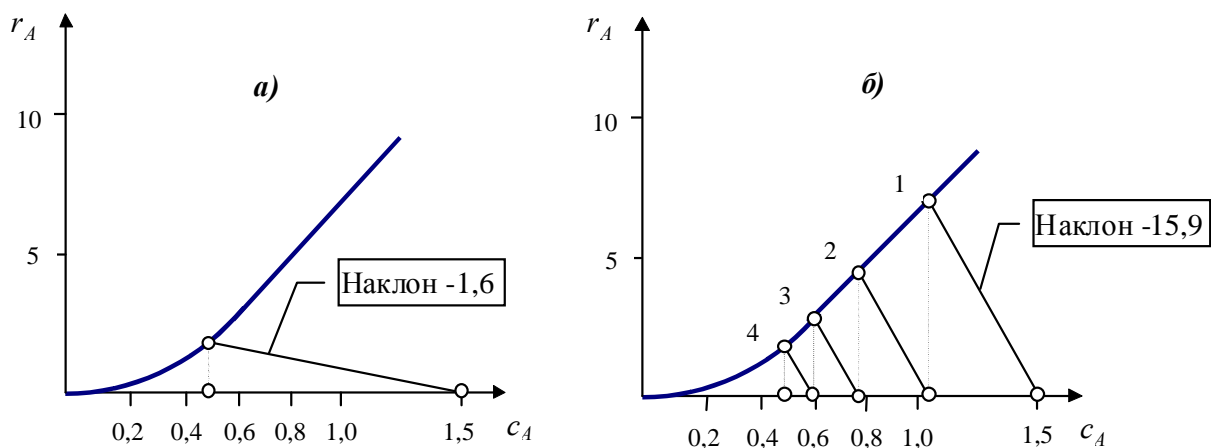


Рис. 8. Графический расчет единичного РИСНД (а) и каскада РИС (б)

$$\text{В то же время } r_A = \frac{C_{A_0} - C_{A_K}}{V_P/V_0} = \frac{1,5 - 0,434}{V_P/10} = 1,70$$

Отсюда получаем, что $V_P = 6,27 \text{ м}^3$. Значение скорости реакции, соответствующее вычисленному C_{A_K} , для единичного РИСНД можно определить графически, что иллюстрирует рис. 8,а.

Если объем реактора в каскаде будет составлять 1/10 объема единичного РИСНД, тогда значение скорости реакции соответствует $-\frac{1}{\tau} = -\frac{V_0}{V_P} = -\frac{10}{0,627} = -15,9$. На рис. 8,б показан графический расчет каскада РИС при тех же C_{A_0} и C_{A_K} .

Таким образом, для достижения C_{A_K} необходим единичный РИСНД объемом $V_P = 6,27 \text{ м}^3$ или каскад РИС из четырех реакторов, каждый объемом $V_P = 0,627 \text{ м}^3$.

Пример 13

Определяется задача: перевести периодическое производство на непрерывное. При этом, на участке синтеза использовать старое оборудование: реактора с объемом 2 м^3 .

Жидкофазная реакция первого порядка типа $A \xrightarrow{k} D$ должна протекать при постоянной температуре с начальной $C_0 = 10 \text{ кмоль/м}^3$; производственная мощность проектируемой линии $F_{A_0} = 10 \text{ кмоль/мин}$.

Требуется определить, сколько реакторов с $V = 2 \text{ м}^3$ необходимо соединить в каскад, чтобы достичь конверсии $x = 0,8$.

В данном случае время контакта в каждом реакторе известно из:

$$U = \frac{F_{A_0}}{c_0} = \frac{10}{10} = 1 \text{ м}^3/\text{мин}; \quad \tau = \frac{V}{U} = \frac{2}{1} = 2 \text{ мин.}$$

По уравнению скорости химической реакции $r = k \cdot C_0 \cdot (1-x)$, где $k = 0,25 \text{ мин}^{-1}$, оформляем планшет в виде рис. 9. Т.к. $\tau = 2 \text{ мин}$ и в то же

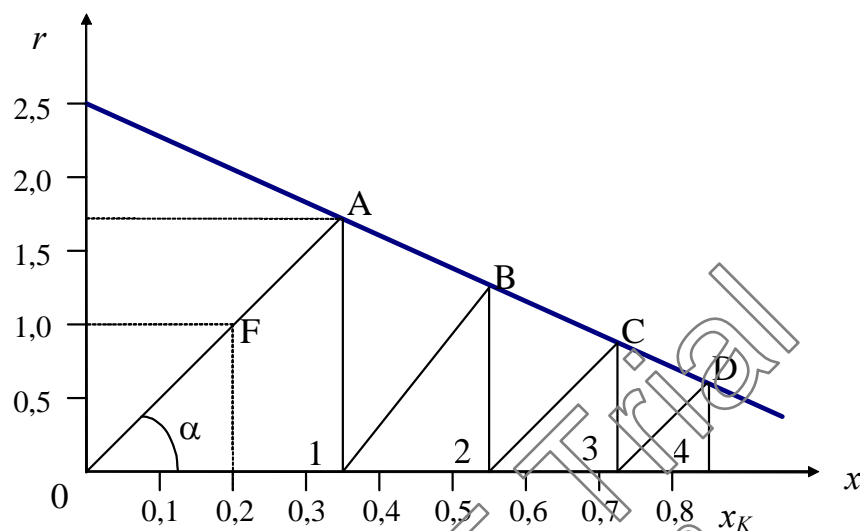


Рис. 9. Планшет $r = f(x)$ для примера 12

время оно равно $C_0 \cdot \frac{x}{r}$, то для нашего числового масштаба эта пропорция

может быть $10 \cdot \frac{0,2}{r_1} = 2$ или $10 \cdot \frac{0,5}{r_2} = 2$ или любые $10 \cdot \frac{x_i}{r_i} = 2$, что определяет

в них, соответственно, $r_1 = 1$ и $r_2 = 2,5$. Если определить угол α отношением

$$\frac{10 \cdot 0,2}{1}$$

(точка F) и провести через нее прямую до пересечения в точке A с зависимостью $r = f(x)$, то получим значение скорости $\approx 1,7$ в первом реакторе каскада с конверсией на выходе из него $\approx 0,34$ (точка 1). Из точки 1 с тем же наклоном проводим прямую до пересечения в точке B с координатой по x в точке 2. Подобные действия продолжаются до достижения (или превышения) значения $x = 0,8$. В результате получается четыре таких построений, что соответствует четырем реакторам в каскаде с выходным значением $x = 0,84$.

Пример 14

Для жидкофазной реакции $A + Y \rightarrow D$, ранее проводимой при $T = \text{const}$ в 10 РПД с $V_P = 1 \text{ м}^3$ и $C_{A_0} = 10$; $\beta = 2$; $x_K = 0,9$; $k = 100$, возникла необходи-

мость организовать непрерывно действующее производство в каскаде РИС, используя для этого те же реакторы и те же входные, выходные и температурные условия. Для этого необходимо рассчитать количество ступеней контактирования для достижения той же производственной мощности производства по продукту D (≈ 57000 кмоль/час).

Решение

Т.к. производительность каскада не может быть точно указана заранее, то в данном варианте необходимо ориентироваться на примерную величину (или определить ее в процессе расчета).

В такой постановке каждому числу реакторов в каскаде будет соответствовать своя производительность (или характеризующая ее величина, например U). Иначе говоря, решения будут представляться дискретным набором возможных нагрузок в зависимости от числа реакторов в каскаде.

Основанием для расчета может быть одно из условий - $U \cdot c_{n-1} = U \cdot C_n + V_n \cdot r_n$ или $x_{n-1} = x_n + \frac{V_n \cdot r_n}{U \cdot C_n}$, начиная расчет с конечного реактора и $x_n^{BX} = x_K + V \cdot k \cdot C_0 \cdot (1 - x_K) \cdot (\beta - x_K) / U$, при принятом U и $n = 1$ считая с конца каскада.

Определяется x_n^{BX} , значение которого необходимо контролировать.

Если $x_K > x_n^{BX} > 0$, то производится запоминание этого значения, присвоение $x_K = x_n^{BX}$ и $n \leftarrow 2$ и далее проводятся аналогичные вычисления до тех пор, пока $x_n^{BX} \leq 0$.

При $x_n^{BX} < 0$ изменяется значение U и весь расчет повторяется снова с $n = 1$.

Если $x_n^{BX} \approx 0$ (с заданной точностью) – решение найдено при соответствующем n .

В качестве рекомендации можно посоветовать проводить вычисления на ЭВМ. Примерную программу расчета можно рекомендовать в следующем виде:

Программа "Каскад"

```
10 DIM X(50)
20 DATA 10, 100, 2, 0.9, 1, 1
30 READ C0, K, B, X(1), N, V
```

```

40 INPUT "Введите предполагаемое значение U (м / ч) ", U
50 X(N+1) = X(N) - (V * K * C0 * (1 - X(N)) * (B - X(N))) / U
60 PRINT "N="; N, "X(выход) ="; X(N+1)
70 IF X(N+1) < 0 GO TO 100
80 IF X(N+1) = 0 GO TO 120
80 N = N + 1
90 GO TO 50
100 N = 1
110 GO TO 40
120 PRINT "Расчет закончен N="; N, "Производительность по D"; U; C0; X(1)
130 END

```

Примечание: в строке 70 можно вставить другое условие, например по точности.

Для данного примера получаются следующие результаты (табл. 3).

Таблица 3

Результаты расчета к примеру 4

Число реакторов	Распределение x по реакторам	Значение U (м/ч)	Значение $F=U \cdot c_0 \cdot x_K$
1	$x_0=0; x_K=0,9$	121	1089
2	$x_0=0; x_1=0,7; x_K=0,9$	555	4995
3	$x_0=0; x_1=0,57; x_2=0,79; x_K=0,9$	1070	9630
4	$x_0=0; x_1=0,48; x_2=0,71; x_3=0,83; x_K=0,9$	1620	14580
5	$x_0=0; x_1=0,416; x_2=0,64; x_3=0,77; x_4=0,85; x_K=0,9$	2170	19530
6	-	2685	24165
7	$x_0=0; x_1=0,328; x_2=0,534; x_3=0,667; x_4=0,75; x_5=0,82; x_6=0,866; x_K=0,9$	3320	29880
10	-	5070	45630
11	-	5571	50139
12	-	6090	54770
13	-	6555	59000

В итоге получается, что 10 последовательно соединенных РИС в каскаде уступают по F_D десяти отдельным РПД.

Для достижения принятой производительности 57000 кмоль/ч необходимо иметь в каскаде 13 РИС. Прямое определение

$U = F_D / (C_0 \cdot x_K) = 6333 \text{ м}^3/\text{ч}$ не вписывается в решение по условию сходимости: равенство всех объемов РИС $V = 1$; $x_K = 0,9$ и $x_0 = 0$.

Пример 15

Для реакции $A \xrightarrow{1} B \xrightarrow{2} C \xrightarrow{3} D$, проводимой в РИС, требуется определить размер ОРЗ для достижения выхода продукта D , равного не менее 99,5% от количества загружаемого A .

Исходные данные: $U_A = 1 \text{ м}^3/\text{ч}$; $k_1 = 100$; $k_2 = 1$; $k_3 = 0,01$.

Решение

$$V_{\text{мт.}} = U \cdot \tau.$$

$$\tau = \frac{x}{k_1 \cdot (1-x)} = \frac{x \cdot \Phi_B}{k_1 \cdot (1-x)} + \frac{x \cdot \Phi_C}{k_1 \cdot (1-x)} + \frac{x \cdot \Phi_D}{k_1 \cdot (1-x)} \dots$$

или

$$\tau_4 = \tau_1 + \tau_2 = \frac{x \cdot \Phi_C}{k_2 \cdot X \cdot \Phi_B} = \frac{x \cdot \Phi_C}{r_2};$$

$$\tau_5 = \tau_1 + \tau_2 + \tau_3 = \frac{x \cdot \Phi_D}{k_3 \cdot X \cdot \Phi_C} = \frac{x \cdot \Phi_D}{r_3}.$$

Результаты решения представлены в табл. 4.

Выход по продукту D достигнут.

$$V_{\text{ОРЗ}} = U \cdot \tau_5 = 1 \cdot 83886/3600 = 23,3 \text{ м}^3.$$

Алгоритм решения.

1. Назначается x .
2. Вычисляется $r_1 = k_1 \cdot (1-x)$.
3. Вычисляется $\Phi_B = 1/(1+k_2 \cdot x/r_1)$; $r_2 = k_2 \cdot (1-x)$.
4. Вычисляется $\Phi_C = (r_1/r_2)/(1+k_3 \cdot x/r_1)$; $r_3 = k_3 \cdot (1-x)$.
5. Вычисляется $\Phi_D = 1 - \Phi_B - \Phi_C$.
6. $\tau = x/r_1$; $\tau_1 = x \cdot \Phi_B/r_1$; $\tau_2 = x \cdot \Phi_C/r_1$; $\tau_3 = x \cdot \Phi_D/r_1$.
7. $\tau_4 = x \cdot \Phi_C/r_2$; $\tau_5 = x \cdot \Phi_D/r_3$.
8. $V_B = x \cdot \Phi_B$; $V_C = x \cdot \Phi_C$; $V_D = x \cdot \Phi_D$.
9. $V_{\text{ОРЗ}} = \tau_5 \cdot U$.
10. Если нет, то увеличивается значение x и расчет повторяется.

Таблица 4.

Результаты расчета к примеру 15

τ_1	τ_2	τ_3	τ_4	τ_5	Φ_B	Φ_C	Φ_D
$3,735 \cdot 10^3$	$1,4 \cdot 10^5$	$6,7 \cdot 10^{10}$	$3,748 \cdot 10^3$	$3,749 \cdot 10^3$	0,996	$3,7 \cdot 10^3$	$1,8 \cdot 10^6$
Выходы соответст-венно: $x=0,2727$; $x \cdot \Phi_B=0,272$; $x \cdot \Phi_C=1 \cdot 10^{-3}$; $x \cdot \Phi_D=0,49 \cdot 10^{-7}$;							
0,01719	$3,0 \cdot 10^{-4}$	$5,21 \cdot 10^{-8}$	0,01749	0,01749	0,982	0,0172	$2,9 \cdot 10^{-6}$
Выходы соответст-венно: $x=0,6363$; $x \cdot \Phi_B=0,6248$; $x \cdot \Phi_C=0,0109$; $x \cdot \Phi_D=1,8 \cdot 10^{-6}$;							
0,090818	$9,0 \cdot 10^{-3}$	$9,0 \cdot 10^{-6}$	0,0988	0,09989	0,909	0,090	$9,0 \cdot 10^{-5}$
Выходы соответст-венно: $x=0,909$; $x \cdot \Phi_B=0,578$; $x \cdot \Phi_C=0,058$; $x \cdot \Phi_D=5,70 \cdot 10^{-5}$;							
0,99	48,495	50,488	49,485	99,9737	$9,9 \cdot 10^{-3}$	0,495	0,4949
Выходы соответст-венно: $x=0,9999$; $x \cdot \Phi_B=9,89 \cdot 10^{-3}$; $x \cdot \Phi_C=0,4949$; $x \cdot \Phi_D=0,4948$;							
0,9999	99,88	83785	100,87	83886	$1,2 \cdot 10^{-9}$	$1,2 \cdot 10^{-9}$	0,9988
Выходы соответст-венно: $x=0,999999$; - ; - ; $x \cdot \Phi_D=0,99879$							

Программа "Селективность"

```

10 A$ = "Реакция A  $\xrightarrow{1}$  B  $\xrightarrow{2}$  C  $\xrightarrow{3}$  D. Расчет F и  $\tau$ "
20 K1 = 100 : K2 = 1 : K3 = 0,01
30 FOR X=0 TO 0,9999999 STEP 0,1111111
40 R1 = K1*(1-X)
50 F1 = 1/(1 + K2*X/R1) : R2 = K2*X*F1
60 F2 = (R2/R1)/(1 + K3*X/R1) : R3 = K3*X*F2
70 F3 = 1 - F1 - F2
80 T0 = X/R1 : T1 = X*F1/R2 : T2 = X*F2/R1 : T3 = X*F3/R1
90 T4 = X*F2/R2 : T5 = X*F3/R3
100 PRINT A$
110 PRINT "x="; X, "t0-t5"; T0, T1, T2, T3, T4, T5
120 PRINT "Φ1-Φ3"; F1, F2, F3
130 STOP
140 NEXT X
150 END

```

5. Комплексный расчет материальных и тепловых балансов, объема зоны реакции для технологического участка химического производства

В инженерной практике часто возникает необходимость применения комплексного метода одновременного расчета материальных и тепловых балансов, размеров реакционных устройств и связанных с этим характеристик процесса.

Под эти случаи попадают большинство химических процессов со сложными реакциями, т.к. наличие какого-то количества стадий химического превращения (более одной) приводит к тому, что в расчетах фигурирует определение интегральной селективности, количественная оценка которой зачастую связана с перечисленными в заголовке моментами, сложными нелинейными математическими зависимостями и которую невозможно априори связать с понятием конверсии сырья.

Для демонстрации возможностей метода предлагается рассмотреть следующий пример.

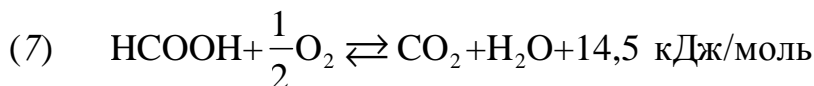
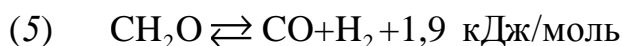
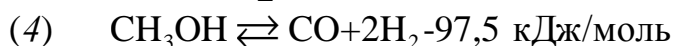
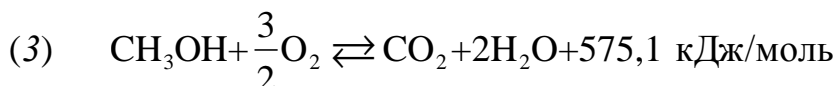
Пример 16

Требуется рассчитать материальные и тепловые балансы, объем реакционной зоны и выход целевого продукта для процесса получения формалина, протекающего по следующим реакциям:

основные



побочные



и состоящего из аппаратов, представленных на рис. 10.

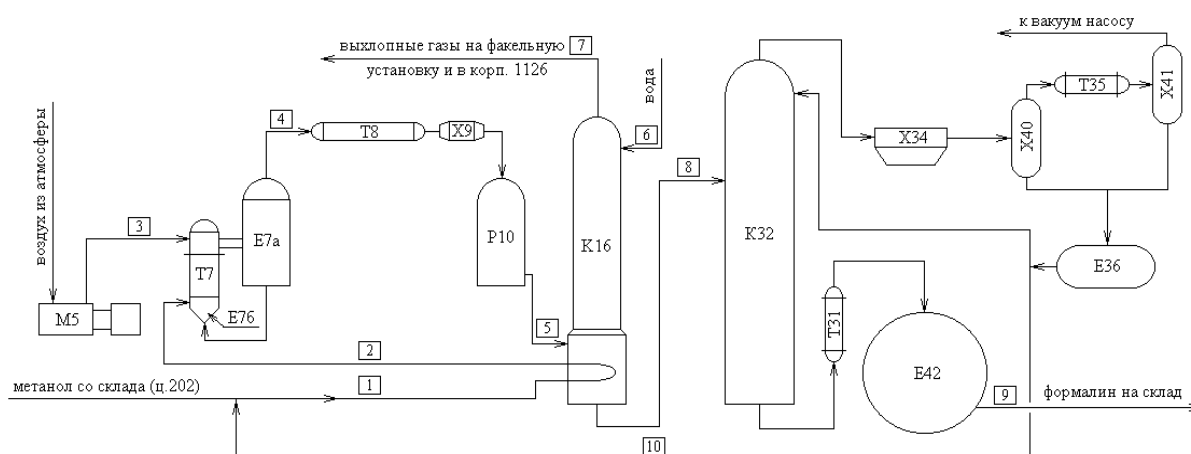


Рис. 10. Технологическая схема одной нитки:

E7a - испаритель; E76 - отстойник; E36 - емкость для метанола; E42 - стандартизаторы;
 K16 - абсорбционная колонна; K32 - ректификационная колонна; M5 - воздухоподогреватель;
 P10 - контактный аппарат; T7 - выносная греющая камера спиртоиспарителя;
 T8 - перегреватель; T31 - холодильник; T35 - теплообменник; X9 - огнепреградитель;
 X34 - аппараты воздушного охлаждения; X40, X41 - газодетелители

Исходные данные для расчета:

годовая производительность агрегата по формалину – $P_{\phi} = 120000$ т/год;

годовой фонд рабочего времени – $\tau = 8042$ ч;

массовая доля формальдегида в производимом формалине – $\omega_{\text{CH}_2\text{O}}^{\phi} = 0,37$;

массовая доля метанола в производимом формалине – $\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\phi} = 0,07$;

состав возвратного метанола: метанол – $\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\phi} = 0,97$, формальдегид – $\omega_{\text{CH}_2\text{O}}^{\phi} = 0,005$, вода – $\omega_{\text{H}_2\text{O}}^{\phi} = 0,025$;

параметры подаваемого воздуха: температура $t_B = 50^{\circ}\text{C}$, давление $P_{\text{вх}} = 0,65$ МПа;

конверсия метанола $x = 55,42\%$;

состав технического метанола: метанол – $\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^M = 0,999$, вода – $\omega_{\text{H}_2\text{O}}^M = 0,001$;

доля превращенного метанола, расходуемого по реакции 1 – $x_1 = 0,30$, по реакции 2 – $x_2 = 0,59$, по реакции 3 – $x_3 = 0,09$, по реакции 4 – $x_4 = 0,02$;

доля получаемого формальдегида, расходуемого по реакции 5 – $x_5 = 0,01$,
по реакции 2 – $x_6 = 0,01$;

доля муравьиной кислоты, расходуемой по реакции 7 – $x_7 = 1,00$;

доля получаемого формальдегида, перешедшего в возвратный поток
 $y = 0,004$;

температура и давление метанола-воздушной смеси на входе в реактор
 $T_{ex} = 145^\circ\text{C}$, $P_{ex} = 0,12$ МПа;

температура и давление потока на выходе из реактора $T_{вых} = 550 \div 620^\circ\text{C}$,
 $P_{вых} = 0,12$ Мпа.

Абсорбер K16 тарельчатого типа орошается водой и работает при 40°C
в изотермических условиях. Реакционный поток перед абсорбером K16 ох-
лаждается в подконтактном холодильнике реактора P10.

Концентрация продуктового потока после абсорбера должна быть 37%
по формальдегиду.

Решение

Предлагается расчет провести в направлении прохода основных пото-
ков (по стрелкам), т.к. значение селективности по целевому продукту на вы-
ходе заранее неизвестно.

В этом случае нагрузку по сырью можно задать самим, исходя из урав-
нения по целевому продукту.

5.1. Материальный баланс

Целью материальных расчетов является составление материальных ба-
лансов стадии образования метанола-воздушной смеси и стадии контактиро-
вания (см. рис. 10, потоки 1-5).

Расчеты проведем для случая получения продукционного формалина с
массовой долей формальдегида 37% в “мягком” режиме для одной техноло-
гической нитки.

Часовая производительность агрегата по формалину

$$G_{\phi} = \frac{P \cdot 1000}{\tau} = \frac{120000 \cdot 1000}{8042} = 14921,66 \text{ кг/ч};$$

по формальдегиду:

$$G_{\text{CH}_2\text{O}} = \frac{G_\phi \cdot \omega_{\text{CH}_2\text{O}}^\phi}{1 - x_5 - x_6 - y} = \frac{14921,66 \cdot 0,37}{0,976} = 5656,78 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_2\text{O}} = \frac{G_{\text{CH}_2\text{O}}}{M_{\text{CH}_2\text{O}}} = \frac{5656,78}{30,03} = 188,393 \text{ кмоль/ч,}$$

где $M_{\text{CH}_2\text{O}} = 30.03$ кг/кмоль – молярная масса формальдегида.

На его образование по реакциям 1 и 2 требуется метанола

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{G_\phi \cdot \omega_{\text{CH}_2\text{O}}^\phi}{M_{\text{CH}_2\text{O}} \cdot (1 - x_5 - x_6)} = \frac{14921,66 \cdot 0,37}{30,03 \cdot (1 - 0,01 - 0,01)} = 187,624 \text{ кмоль/ч}$$

или

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}} = g_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot M_{\text{CH}_3\text{OH}} = 187,624 \cdot 32,04 = 6011,93 \text{ кг/ч,}$$

где $M_{\text{CH}_3\text{OH}} = 32,04$ кг/кмоль – молярная масса метанола.

Всего по реакциям 1-4 требуется метанола:

$$G'_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}}{x_1 + x_2} = \frac{6011,93}{0,3 + 0,59} = 6754,97 \text{ кг/ч,}$$

$$g'_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{G'_{\text{CH}_3\text{OH}}}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{6754,97}{32,04} = 210,813 \text{ кмоль/ч.}$$

С учетом степени превращения в контактный аппарат необходимо подавать метанола (потoki 2, 4):

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 = G_{\text{CH}_3\text{OH}}^4 = \frac{G'_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot 100}{x} = \frac{6754,97 \cdot 100}{55,42} = 12188,69 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^4 = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^4}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{12188,69}{32,04} = 380,392 \text{ кмоль/ч.}$$

После стадии контактирования в контактном газе остается непрореагировавшего метанола (поток 5):

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^5 = \left(1 - \frac{x}{100}\right) \cdot G_{\text{CH}_3\text{OH}}^4 = \left(1 - \frac{55,42}{100}\right) \cdot 12188,69 = 5433,72 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^5 = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^5}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{5433,72}{32,04} = 169,579 \text{ кмоль/ч.}$$

По реакции 1 расходуется метанола:

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{1p} = G'_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot x_1 = 6754,97 \cdot 0,30 = 2026,49 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{1p} = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{1p}}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{2026,49}{32,04} = 63,244 \text{ кмоль/ч};$$

образуется

формальдегида:

$$g_{\text{CH}_2\text{O}}^{1p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{1p} = 63,244 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^{1p} = g_{\text{CH}_2\text{O}}^{1p} \cdot M_{\text{CH}_2\text{O}} = 63,244 \cdot 30,03 = 1899,00 \text{ кг/ч};$$

водорода:

$$g_{\text{H}_2}^{1p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{1p} = 63,244 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{H}_2}^{1p} = g_{\text{H}_2}^{1p} \cdot M_{\text{H}_2} = 63,244 \cdot 2,016 = 127,49 \text{ кг/ч},$$

где $M_{\text{H}_2} = 2,016$ кг/кмоль – молярная масса водорода.

По реакции 2 расходуется

метанола:

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{2p} = G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\prime} \cdot x_2 = 6754,97 \cdot 0,59 = 3985,43 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{2p} = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{2p}}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{3985,43}{32,04} = 124,380 \text{ кмоль/ч};$$

кислорода:

$$g_{\text{O}_2}^{2p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{2p} \cdot 0,5 = 124,380 \cdot 0,5 = 62,190 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{O}_2}^{2p} = g_{\text{O}_2}^{2p} \cdot M_{\text{O}_2} = 62,190 \cdot 32 = 1990,00 \text{ кг/ч},$$

где $M_{\text{O}_2} = 32$ кг/кмоль – молярная масса кислорода;

образуется

формальдегида:

$$g_{\text{CH}_2\text{O}}^{2p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{2p} = 124,380 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^{2p} = g_{\text{CH}_2\text{O}}^{2p} \cdot M_{\text{CH}_2\text{O}} = 124,380 \cdot 30,03 = 3734,69 \text{ кг/ч};$$

водяного пара:

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^{2p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{2p} = 124,380 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{2p} = g_{\text{H}_2\text{O}}^{2p} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}} = 124,380 \cdot 18,015 = 2240,75 \text{ кг/ч},$$

где $M_{\text{H}_2\text{O}} = 18,015$ кг/кмоль – молярная масса воды.

По реакции 3 расходуется

метанола:

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{3p} = G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\prime} \cdot x_3 = 6754,97 \cdot 0,09 = 607,95 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{3p} = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{3p}}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{607,95}{32,04} = 18,973 \text{ кмоль/ч};$$

кислорода:

$$g_{\text{O}_2}^{3p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{3p} \cdot 1,5 = 18,973 \cdot 1,5 = 28,460 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{O}_2}^{3p} = g_{\text{O}_2}^{3p} \cdot M_{\text{O}_2} = 28,460 \cdot 32 = 910,68 \text{ кг/ч};$$

образуется

оксида углерода (IV):

$$g_{\text{CO}_2}^{3p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{3p} = 18,973 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{CO}_2}^{3p} = g_{\text{CO}_2}^{3p} \cdot M_{\text{CO}_2} = 18,973 \cdot 44,01 = 835,01 \text{ кг/ч},$$

где $M_{\text{CO}_2} = 44,01$ кг/кмоль – молярная масса оксида углерода (IV);

водяного пара:

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^{3p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{3p} \cdot 2 = 18,973 \cdot 2 = 37,946 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{3p} = g_{\text{H}_2\text{O}}^{3p} \cdot M_{\text{H}_2\text{O}} = 37,946 \cdot 18,015 = 683,62 \text{ кг/ч}.$$

По реакции 4 расходуется

метанола:

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{4p} = G_{\text{CH}_3\text{OH}}' \cdot x_4 = 6754,97 \cdot 0,02 = 135,10 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{4p} = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{4p}}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{135,10}{32,04} = 4,216 \text{ кмоль/ч};$$

образуется

оксида углерода (II):

$$g_{\text{CO}}^{4p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{4p} = 4,216 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{CO}}^{4p} = g_{\text{CO}}^{4p} \cdot M_{\text{CO}} = 4,216 \cdot 28,01 = 118,10 \text{ кг/ч},$$

где $M_{\text{CO}} = 28,01$ кг/кмоль – молярная масса оксида углерода (II);

водорода:

$$g_{\text{H}_2}^{4p} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{4p} \cdot 2 = 4,216 \cdot 2 = 8,432 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{H}_2}^{4p} = g_{\text{H}_2}^{4p} \cdot M_{\text{H}_2} = 8,432 \cdot 2,016 = 17,00 \text{ кг/ч}.$$

По реакции 5 расходуется

формальдегида:

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^{5p} = G_{\text{CH}_2\text{O}} \cdot x_5 = 5656,78 \cdot 0,01 = 56,57 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{CH}_2\text{O}}^{5p} = \frac{G_{\text{CH}_2\text{O}}^{5p}}{M_{\text{CH}_2\text{O}}} = \frac{56,57}{30,03} = 1,884 \text{ кмоль/ч};$$

образуется

оксида углерода (II):

$$g_{\text{CO}}^{5p} = g_{\text{CH}_2\text{O}}^{5p} = 1,884 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{CO}}^{5p} = g_{\text{CO}}^{5p} \cdot M_{\text{CO}} = 1,884 \cdot 28,01 = 52,77 \text{ кг/ч},$$

где $M_{\text{CO}} = 28,01$ кг/кмоль – молярная масса оксида углерода (II);

водорода:

$$g_{\text{H}_2}^{5p} = g_{\text{CH}_2\text{O}}^{5p} = 1,884 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{H}_2}^{5p} = g_{\text{H}_2}^{5p} \cdot M_{\text{H}_2} = 1,884 \cdot 2,016 = 3,80 \text{ кг/ч}.$$

По реакции 6 расходуется

формальдегида:

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^{6p} = G_{\text{CH}_2\text{O}} \cdot x_6 = 5656,78 \cdot 0,01 = 56,57 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{CH}_2\text{O}}^{6p} = \frac{G_{\text{CH}_2\text{O}}^{6p}}{M_{\text{CH}_2\text{O}}} = \frac{56,57}{30,03} = 1,884 \text{ кмоль/ч};$$

кислорода:

$$g_{\text{O}_2}^{6p} = g_{\text{CH}_2\text{O}}^{6p} \cdot 0,5 = 1,884 \cdot 0,5 = 0,942 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{O}_2}^{6p} = g_{\text{O}_2}^{6p} \cdot M_{\text{O}_2} = 0,942 \cdot 32 = 30,14 \text{ кг/ч};$$

образуется

муравьиной кислоты:

$$g_{\text{HCOOH}}^{6p} = g_{\text{CH}_2\text{O}}^{6p} = 1,884 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{HCOOH}}^{6p} = g_{\text{HCOOH}}^{6p} \cdot M_{\text{HCOOH}} = 1,884 \cdot 46,03 = 86,71 \text{ кг/ч},$$

где $M_{\text{HCOOH}} = 46,03$ кг/кмоль – молярная масса муравьиной кислоты.

По реакции 7 расходуется

муравьиной кислоты:

$$G_{\text{HCOOH}}^{7p} = G_{\text{HCOOH}}^{6p} \cdot x_7 = 86,71 \cdot 1,00 = 86,71 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{HCOOH}}^{7p} = \frac{G_{\text{HCOOH}}^{7p}}{M_{\text{HCOOH}}} = \frac{86,71}{46,026} = 1,884 \text{ кмоль/ч};$$

кислорода:

$$g_{\text{O}_2}^{7p} = g_{\text{HCOOH}}^{7p} \cdot 0,5 = 1,884 \cdot 0,5 = 0,942 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{O_2}^{7p} = g_{O_2}^{7p} \cdot M_{O_2} = 0,942 \cdot 32 = 30,14 \text{ кг/ч};$$

образуется

оксида углерода (IV):

$$g_{CO_2}^{7p} = g_{CH_3OH}^{7p} = 1,884 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{CO_2}^{7p} = g_{CO_2}^{7p} \cdot M_{CO_2} = 1,884 \cdot 44,01 = 82,91 \text{ кг/ч},$$

водяного пара:

$$g_{H_2O}^{7p} = g_{CH_3OH}^{7p} = 1,884 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{H_2O}^{7p} = g_{H_2O}^{7p} \cdot M_{H_2O} = 1,884 \cdot 18,015 = 33,94 \text{ кг/ч}.$$

Таким образом, в результате синтеза формальдегида образуется всего (поток 5):

водяного пара:

$$G'_{H_2O} = G_{H_2O}^{2p} + G_{H_2O}^{3p} + G_{H_2O}^{7p} = 2240,75 + 683,62 + 33,94 = 2958,30 \text{ кг/ч},$$

$$g'_{H_2O} = g_{H_2O}^{2p} + g_{H_2O}^{3p} + g_{H_2O}^{7p} = 124,380 + 37,946 + 1,884 = 164,210 \text{ кмоль/ч};$$

водорода:

$$G_{H_2}^5 = G_{H_2}^{1p} + G_{H_2}^{4p} + G_{H_2}^{5p} = 127,49 + 17,00 + 3,80 = 148,29 \text{ кг/ч},$$

$$g_{H_2}^5 = g_{H_2}^{1p} + g_{H_2}^{4p} + g_{H_2}^{5p} = 63,244 + 8,433 + 1,884 = 73,561 \text{ кмоль/ч}.$$

оксида углерода (IV):

$$G_{CO_2}^5 = G_{CO_2}^{3p} + G_{CO_2}^{7p} = 835,01 + 82,91 = 917,92 \text{ кг/ч},$$

$$g_{CO_2}^5 = g_{CO_2}^{3p} + g_{CO_2}^{7p} = 18,973 + 1,884 = 20,857 \text{ кмоль/ч},$$

оксида углерода (II):

$$G_{CO}^5 = G_{CO}^{4p} + G_{CO}^{5p} = 118,10 + 52,77 = 170,87 \text{ кг/ч},$$

$$g_{CO}^5 = g_{CO}^{4p} + g_{CO}^{5p} = 4,216 + 1,884 = 6,100 \text{ кмоль/ч};$$

Общий расход кислорода на синтез (потоки 3, 4):

$$G_{O_2}^3 = G_{O_2}^4 = G_{O_2}^{2p} + G_{O_2}^{3p} + G_{O_2}^{6p} + G_{O_2}^{7p} = 1990,00 + 910,68 + 30,14 + 30,14 = 2961,43$$

кг/ч,

$$g_{O_2}^3 = g_{O_2}^4 = g_{O_2}^{2p} + g_{O_2}^{3p} + g_{O_2}^{6p} + g_{O_2}^{7p} = 62,190 + 28,460 + 0,942 + 0,942 = 92,534$$

кмоль/ч.

Молярное отношение

$$CH_3OH:O_2 = \frac{g_{CH_3OH}^4}{g_{O_2}^4} = \frac{380,392}{92,534} = 4,11:1.$$

Находим расход сухого воздуха:

$$g_{\text{возд.}} = \frac{g_{\text{O}_2}^4}{0,21} = \frac{92,534}{0,21} = 440,637 \text{ кмоль/ч,}$$

где 0,21 – мольная доля кислорода в сухом воздухе;

$$G_{\text{возд.}} = g_{\text{возд.}} \cdot M_{\text{возд.}} = 440,637 \cdot 29,2 = 12866,15 \text{ кг/ч,}$$

где $M_{\text{возд.}} = 29,20$ кг/кмоль – средняя молярная масса абсолютно сухого воздуха.

Определяем количество азота в воздухе (поток 3-5):

$$g_{\text{N}_2}^3 = g_{\text{N}_2}^4 = g_{\text{N}_2}^5 = g_{\text{возд.}} - g_{\text{O}_2}^4 = 440,637 - 92,534 = 348,103 \text{ кмоль/ч,}$$

$$G_{\text{N}_2}^3 = G_{\text{N}_2}^4 = G_{\text{N}_2}^5 = g_{\text{N}_2} \cdot M_{\text{N}_2} = 348,103 \cdot 28,013 = 9751,55 \text{ кг/ч,}$$

где $M_{\text{N}_2} = 28,013$ кг/кмоль – средняя молярная масса азота.

Объемное содержание водяных паров в воздухе при $t_g = 50$ °С:

$$\omega_{\text{H}_2\text{O}}^g = \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}^{50} \cdot 100\%}{p} = \frac{12580 \cdot 100\%}{0,65 \cdot 10^6} = 1,94 \%,$$

где $p_{\text{H}_2\text{O}}^{50} = 12580$ Па – парциальное давление паров воды в воздухе при температуре $t_g = 50$ °С. Тогда, количество паров воды в воздухе (поток 3):

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^3 = \frac{g_{\text{возд.}} \cdot \omega_{\text{H}_2\text{O}}^g}{100\% - \omega_{\text{H}_2\text{O}}^g} = \frac{440,609 \cdot 1,94}{100 - 1,94} = 8,259 \text{ кмоль/ч,}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^3 = g_{\text{H}_2\text{O}}^3 \cdot M_{\text{H}_2\text{O}} = 8,259 \cdot 18,015 = 153,63 \text{ кг/ч.}$$

Находим расход метанола, который остается в продукционном формалине после ректификации (поток 9):

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^9 = G_{\phi} \cdot \omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\phi} = 14921,66 \cdot 0,07 = 1044,52 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^9 = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^9}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{1044,52}{32,04} = 32,598 \text{ кмоль/ч.}$$

Тогда расход “возвратного” метанола (поток 10):

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{10} = G_{\text{CH}_3\text{OH}}^5 - G_{\text{CH}_3\text{OH}}^9 = 5433,72 - 1044,52 = 4389,20 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^{10} = g_{\text{CH}_3\text{OH}}^5 - g_{\text{CH}_3\text{OH}}^9 = 169,579 - 32,598 = 136,981 \text{ кмоль/ч.}$$

Необходимо подавать в процесс “свежего” метанола (поток 1):

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 = G_{\text{CH}_3\text{OH}}^2 - G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{10} = 12188,69 - 4389,20 = 7799,49 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^1}{M_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{7799,49}{32,04} = 243,411 \text{ кмоль/ч.}$$

Со “свежим” техническим метанолом поступает воды (поток 1):

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^1 = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 \cdot \omega_{\text{H}_2\text{O}}^M}{\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^M} = \frac{7799,49 \cdot 0,001}{0,999} = 7,81 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^1 = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}^1}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{7,81}{18,015} = 0,433 \text{ кмоль/ч.}$$

Всего необходимо подавать “свежего” технического метанола (поток 1):

$$G^1 = G_{\text{CH}_3\text{OH}}^1 + G_{\text{H}_2\text{O}}^1 = 7799,49 + 7,81 = 7807,30 \text{ кг/ч.}$$

Найдем состав “возвратного” метанола (поток 10). Расход воды в нем составляет:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^{10} = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{10} \cdot \omega_{\text{H}_2\text{O}}^6}{\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^6} = \frac{4389,20 \cdot 0,025}{0,97} = 113,12 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^{10} = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}^{10}}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{113,12}{18,015} = 6,279 \text{ кмоль/ч.}$$

Расход формальдегида в “возвратном” метаноле (поток 10):

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^{10} = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}^{10} \cdot \omega_{\text{CH}_2\text{O}}^6}{\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^6} = \frac{4389,20 \cdot 0,005}{0,97} = 22,63 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_2\text{O}}^{10} = \frac{G_{\text{CH}_2\text{O}}^{10}}{M_{\text{CH}_2\text{O}}} = \frac{22,63}{30,03} = 0,753 \text{ кмоль/ч.}$$

Столько же формальдегида будет содержаться в потоках 2 и 4:

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^2 = G_{\text{CH}_2\text{O}}^4 = G_{\text{CH}_2\text{O}}^{10} = 22,63 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_2\text{O}}^2 = g_{\text{CH}_2\text{O}}^4 = g_{\text{CH}_2\text{O}}^{10} = 0,753 \text{ кмоль/ч.}$$

Тогда, общий расход формальдегида после контактного аппарата (поток 5) составит:

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^5 = G_{\text{CH}_2\text{O}}^{1p} + G_{\text{CH}_2\text{O}}^{2p} + G_{\text{CH}_2\text{O}}^{10} - G_{\text{CH}_2\text{O}}^{5p} - G_{\text{CH}_2\text{O}}^{6p},$$

$$G_{\text{CH}_2\text{O}}^5 = 1899,00 + 3734,69 + 22,63 - 56,57 - 56,57 = 5543,18 \text{ кг/ч,}$$

$$g_{\text{CH}_2\text{O}}^5 = \frac{G_{\text{CH}_2\text{O}}^5}{M_{\text{CH}_2\text{O}}} = \frac{5543,18}{30,03} = 184,610 \text{ кмоль/ч.}$$

Расход воды в потоке 2 составляет:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^2 = G_{\text{H}_2\text{O}}^1 + G_{\text{H}_2\text{O}}^{10} = 7,81 + 113,12 = 120,93 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^2 = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}^2}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{120,93}{18,015} = 6,713 \text{ кмоль/ч}.$$

Расход воды в потоке 4 составляет:

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^4 = G_{\text{H}_2\text{O}}^2 + G_{\text{H}_2\text{O}}^3 = 120,93 + 153,63 = 274,57 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^4 = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}^4}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{274,57}{18,015} = 15,241 \text{ кмоль/ч}.$$

Общий расход воды после контактного аппарата составит (поток 5):

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^5 = G_{\text{H}_2\text{O}}^4 + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\prime} = 274,57 + 2958,20 = 3232,87 \text{ кг/ч},$$

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^5 = \frac{G_{\text{H}_2\text{O}}^5}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{3232,87}{18,015} = 179,451 \text{ кмоль/ч}.$$

В выхлопные газы полностью переходят оксид и диоксид углерода, азот и водород, суммарное количество которых составляет 448,621 кмоль/ч.

Объемная доля водяных паров в выхлопных газах

$$\omega_{\text{H}_2\text{O}}^7 = \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}^{15} \cdot 100}{p} = \frac{1740 \cdot 100}{0,12 \cdot 10^6} = 1,45\%,$$

где $p_{\text{H}_2\text{O}}^{15} = 1740$ Па - парциальное давление паров воды при температуре 15°C ; $p = 0,12 \cdot 10^6$ Па - общее давление выхлопных газов.

Количество водяных паров в выхлопных газах:

$$g_{\text{H}_2\text{O}}^7 = \frac{448,621 \cdot 1,45}{(100 - 1,45)} = 6,600 \text{ кмоль/ч},$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}}^7 = g_{\text{H}_2\text{O}}^7 \cdot M_{\text{H}_2\text{O}} = 6,600 \cdot 18,015 = 118,91 \text{ кг/ч}.$$

Степень конверсии метанола в формальдегид принята 87%. Для проверки правильности выполненного расчета определяем степень конверсии метанола по формуле:

$$\alpha = 100 - 100 \cdot \frac{\omega_{\text{CO}_2}^7 + \omega_{\text{CO}}^7}{0,582 \cdot \omega_{\text{N}_2}^7 + \omega_{\text{H}_2}^7 - \omega_{\text{CO}}^7 - 2 \cdot \omega_{\text{CO}_2}^7},$$

$$\alpha = 100 - 100 \cdot \frac{4,58 + 1,34}{0,582 \cdot 76,47 + 16,16 - 1,34 - 2 \cdot 4,58} = 87,14\%.$$

что практически совпадает с принятой.

Определим объемную концентрацию метанола в метаноле-воздушной смеси:

$$\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{возд.}} = \frac{g_{\text{CH}_3\text{OH}}^4}{g_{\text{возд.}} + g_{\text{CH}_3\text{OH}}^4} \cdot 100\%.$$

$$\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{возд.}} = \frac{380,392}{440,637 + 380,392} \cdot 100\% = 46,33$$

Таким образом $\omega_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{возд.}} > 36,5\%$ и объемная концентрация метанола в метаноле-воздушной смеси выше верхней границы взрывоопасных концентраций, что очень важно для обеспечения взрывобезопасности и нормального протекания процесса.

В общем виде материальный баланс стадии образования метаноле-воздушной смеси представлен в табл. 5.

Таблица 5

Материальный баланс стадии образования метаноле-воздушной смеси

Приход			Расход		
Состав	кг/ч	кмоль/ч	Состав	кг/ч	кмоль/ч
Метанол «свежий»:	7807,3	243,844	Метаноле-воздушная смесь:	40338,91	1308,885
метанол	7799,49	243,411	метанол	12188,69	380,392
вода	7,81	0,433	формальдегид	22,63	0,753
			вода	15414,61	487,103
Метанол «возвратный»:	4524,95	144,013	кислород	2961,43	92,534
метанол	4389,20	136,981	азот	9751,55	348,103
формальдегид	22,63	0,753			
вода	113,12	6,279			
воздух:	25198,86	837,022			
кислород	2961,43	92,534			
азот	9751,55	348,103			
вода	153,63	8,528			
Всего	15293,68	480,391	Всего	40338,91	1308,885

Материальный баланс стадии контактирования представлен в табл. 6.

Таблица 6

Материальный баланс стадии контактирования

Приход			Расход		
Состав	кг/ч	кмоль/ч	Состав	кг/ч	кмоль/ч
Метанолю- воздушная смесь:	25198,86	837,022	Контактные газы:	25198,86	982,274
метанол	12188,69	380,392	метанол	5433,72	169,579
формальдегид	22,63	0,753	формальдегид	5543,64	184,624
вода	274,56	15,240	вода	3232,87	179,451
кислород	2961,43	92,534	азот	9751,55	348,103
азот	9751,55	348,103	оксид углерода (IV)	917,92	20,857
			оксид углерода (II)	170,87	6,100
			водород	148,29	73,560
Всего	25198,86	837,022	Всего	25198,86	982,274

Материальный баланс стадии абсорбции формальдегида представлен в табл. 7.

Таблица 7

Материальный баланс абсорбции формальдегида

Приход			Расход		
Состав	кг/ч	кмоль/ч	Состав	кг/ч	кмоль/ч
Контактные газы:	25198,86	982,274	Выхлопные газы:	11107,54	455,22
метанол	5433,72	169,579	азот	9751,55	348,103
формальдегид	5543,64	184,624	вода	118,91	6,600
вода	3232,87	179,451	оксид углерода (IV)	917,92	20,857
азот	9751,55	348,103	оксид углерода (II)	170,87	6,100
оксид углерода (IV)	917,92	20,857	водород	148,29	73,560
оксид углерода (II)	170,87	6,100	Формалин сырец:	19446,62	824,317
водород	148,29	73,560	метанол	5433,72	169,579
Вода:	5355,30	297,263	формальдегид	5543,64	184,624
вода	5355,30	297,263	вода	8469,26	470,114
Всего	30554,16	1279,537	Всего	30554,16	1279,537

Материальный баланс стадии ректификации формалина представлен в табл. 8.

Материальный баланс ректификации формалина

Приход			Расход		
Состав	кг/ч	кмоль/ч	Состав	кг/ч	кмоль/ч
Формалин сырец:	19446,61	824,317	Формалин:	14921,66	680,304
метанол	5433,72	169,579	метанол	1044,52	32,598
формальдегид	5543,64	184,624	формальдегид	5521,01	183,872
вода	8469,25	470,114	вода	8356,13	463,834
			Возвратный метанол:	4524,95	144,013
			метанол	4389,20	136,981
			формальдегид	22,63	0,753
			вода	113,12	6,279
Всего	19446,61	824,317	Всего	19446,61	824,317

5.2. Основной аппарат

Реактор *P10* (контактный аппарат) предназначен для окислительного дегидрирования метанола в формальдегид в газовой фазе на пемзосеребряном катализаторе. Реактор представляет собой стальной вертикальный цилиндрический аппарат, разделенный на две секции: верхнюю (секция контактирования) и нижнюю (подконтактный холодильник). В нижней части секции контактирования на свободно лежащую решетку, покрытую двумя слоями сеток, засыпан катализатор. В этой секции происходит непосредственно синтез формальдегида. Разогрев контактной массы при пуске до температуры $300-350^{\circ}\text{C}$, при которой начинается реакция превращения метанола в формальдегид, осуществляется включением электрозапала, представляющего собой три нихромовые спирали (диаметром 0,4 мм), уложенные поверх слоя катализатора. Дальнейший подъем температуры происходит за счет выделяющегося тепла реакций. Секция контактирования снабжена штуцером для подвода метанола-воздушной смеси, люком-лазом (для загрузки и выгрузки катализатора), двумя монтажными штуцерами (для строповки аппарата). В связи с тем, что метанола-воздушная смесь взрывоопасна, на случай аварийных ситуаций, секция контактирования снабжена также тремя взрывными мембранами. Для контроля температуры в слое катализатора имеются три штуцера, предназначенных для подсоединения датчиков температуры.

Синтез формальдегида протекает с выделением тепла при температурах $550\div 700^{\circ}\text{C}$. Более низкие температуры соответствуют “мягкому” режиму работы, более высокие – “жесткому”. При таких температурах формальдегид неустойчив и возможно его необратимое разложение, поэтому требуется быстрое охлаждение (закалка) контактных газов до температуры не выше 200°C . По этой причине непосредственно под верхней секцией контактного аппарата (в нижней секции) смонтирован теплообменник (подконтактный холодильник). Подконтактный холодильник представляет собой кожухотрубчатый одноходовой теплообменник, по трубному пространству которого движутся контактные газы, а в межтрубном пространстве происходит кипение водного конденсата. Для равномерной подачи конденсата и отвода водяного пара имеется по шесть штуцеров, расположенных радиально, соответственно, в нижней и верхней частях межтрубного пространства. В нижней части холодильника имеются штуцер для отвода контактных газов, люк-лаз (для регламентных работ), дренажный штуцер. Для компенсации температурных напряжений на корпусе подконтактного холодильника предусмотрен линзовый компенсатор. Контактный аппарат устанавливается на фундамент с помощью юбочной цилиндрической опоры.

На выбор конструкционных материалов для изготовления аппаратов химической промышленности влияет ряд факторов таких, как:

- агрессивность среды, с которой контактирует материал;
- температура;
- давление;
- стоимость материала, легкость его обработки и т. д.

Главными из этих условий являются агрессивность среды и температура.

В контактном аппарате рассматриваемой конструкции можно выделить три группы деталей и узлов: детали, соприкасающиеся с контактным газом и метано-воздушной смесью (обечайка, крышка и днище, трубы подконтактного холодильника, трубные решетки и т. д.), детали, соприкасающиеся с водяным паром и конденсатом (штуцеры для подвода конденсата и отвода пара, трубчатка подконтактного холодильника и т. д.), и детали, находящиеся в контакте только с внешней средой (монтажные штуцеры, опора и т. д.).

Контактный газ является агрессивной средой и имеет достаточно высокую температуру, до 700°C, поэтому узлы и детали, соприкасающиеся с ним, следует изготавливать из жаропрочных материалов с высокой коррозионной стойкостью. Этим условиям удовлетворяют высоколегированные стали. Единственный недостаток этих материалов – их высокая стоимость. В конструкции действующих на “Заводе формалина и карбамидных смол” Томского нефтехимического комбината контактных аппаратов для этих целей применяется высоколегированная сталь марки 12X18H10T (ГОСТ 5632-61). Эта сталь обладает хорошими прочностными свойствами, жаропрочна при температурах до 700°C, характеризуется высокой коррозионной стойкостью во многих агрессивных средах, технологична в обработке, хорошо деформируется в горячем и холодном состояниях, хорошо сваривается всеми видами сварки и не требует обязательной термической обработки изделия после сварки. Другая группа деталей и узлов находится в контакте с водяным паром и конденсатом при температурах порядка 100–150°C. Вода является менее агрессивной средой по сравнению с контактным газом, поэтому для изготовления узлов и деталей, контактирующих с водой можно использовать стали с меньшей коррозионной и жаростойкостью такие, как углеродистые или низколегированные стали. Использование сталей этих типов предпочтительно, т.к. они дешевле высоколегированных. В конструкции действующих контактных аппаратов для изготовления деталей контактирующих с водой применяется низколегированная сталь марки 09Г2С (ГОСТ 5520-62). Сталь этой марки характеризуется повышенной прочностью и ударной вязкостью, хорошо деформируется и обрабатывается резанием, легко сваривается всеми видами сварки, однако, неустойчива во многих агрессивных средах.

Детали, находящиеся в контакте только с внешней средой, следует изготавливать из возможно более дешевых материалов, обладающих, однако, достаточной механической прочностью. В этом отношении наиболее удачными оказываются конструкционные углеродистые стали. В конструкции действующих контактных аппаратов для изготовления такого рода деталей используется углеродистая сталь Ст.3сп (ГОСТ 380-60). Сталь этой марки характеризуется хорошим сочетанием механических свойств, позволяющим применять ее для изготовления ответственных деталей и узлов, хорошо обрабатывается резанием и давлением, хорошо сваривается всеми видами

сварки, но как и сталь марки 09Г2С неустойчива во многих агрессивных средах.

В качестве прокладочного материала в действующих контактных аппаратах используется паронит марки ПОН-Б (ГОСТ 481-80). Этот материал может использоваться в агрессивных средах при рабочих давлениях среды до 6 МПа и температурах до 500°С, следовательно, выбор его оправдан.

5.2.1. Технологические расчеты

Целью расчетов контактного аппарата является определение его основных геометрических размеров, высоты слоя катализатора, необходимой поверхности теплообмена подконтактного холодильника.

Все расчеты будем проводить для случая получения производственного формалина с массовой долей формальдегида 37 % в “мягком” режиме при следующих исходных данных:

- адиабатическом характере теплообмена;
- температуре на входе в аппарат – $t_1 = 145^\circ\text{C}$;
- температуре на выходе из аппарата – $t_2 = 550 \div 620^\circ\text{C}$;
- конверсии метанола $x = 55,42\%$;
- рабочем давлении $p = 0,12$ МПа;
- объемной скорости подачи спирто-воздушной смеси на входе в реактор $V_{об} = 20000 \div 28000$ ч⁻¹;
- катализаторе серебро на пемзе;
- составе потока на входе в реактор (см. табл. 9).

Таблица 9

Состав потока на входе в реактор

Состав	кг/ч	%, масс.	кмоль/ч	%, мол.
метанол	12188,69	48,37	380,392	45,45
формальдегид	22,63	0,09	0,753	0,09
вода	274,56	1,09	15,240	1,82
кислород	2961,43	11,75	92,534	11,05
азот	9751,55	38,70	348,103	41,59
Всего:	25198,86	100	837,022	100

Диаметр аппарата определится из уравнения

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_{\text{ex}}}{\omega_{\text{ex}} \cdot \pi \cdot 3600}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 24249,83}{1,0 \cdot 3,14 \cdot 3600}} = 2,93 \approx 3,0 \text{ м,}$$

где V_{ex} – объемный расход парогазовой смеси

$$(V_{\text{ex}} = \frac{g_{\text{ex}} \cdot R \cdot T}{p} = \frac{837,022 \cdot 10^3 \cdot 8,314 \cdot 418,16}{0,12 \cdot 10^6} = 24249,83 \text{ м}^3/\text{час}); \omega_{\text{ex}} – \text{линейная}$$

скорость потока на входе в реактор ($\omega_{\text{ex}} = 1,0 \text{ м/с}$ по производственным данным).

Скорость химического превращения метанола в формальдегид зависит от внешней диффузии реагентов к зернам катализатора.

Нагрузка на 1 м^2 реакционного сечения в этом случае составит по метанолу:

$$G_{\text{CH}_3\text{OH}}^f = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2} = \frac{12188,69}{\frac{3,14}{4} \cdot 3^2} = 1724,35 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{час и т.д. (см. табл. 10)}$$

Таблица 10

Нагрузка на 1 м^2 реакционного сечения

Состав	кг/м ² ·ч	%, масс.	кмоль/м ² ·ч	%, мол.
метанол	1724,35	48,37	53,815	45,45
формальдегид	3,20	0,09	0,106	0,09
Вода	38,84	1,09	2,156	1,82
кислород	418,89	11,75	13,091	11,05
Азот	1379,56	38,70	49,246	41,59
Всего:	3564,84	100	118,415	100

Высота слоя катализатора определяется из условия

$$H = BEП \cdot z,$$

где $BEП$ – высота единиц переноса, м; z – число единиц переноса.

Высоту единиц переноса найдем из выражения:

$$BEП = \frac{Sc^{2/3}}{k_G \cdot a_v},$$

где Sc – критерий Шмидта, $Sc = \frac{\mu}{\rho \cdot D'_A}$; μ , ρ – вязкость и плотность газового

потока (Па·с и кг/м³ соответственно); D'_A – эффективный коэффициент диф-

фузии, $\text{м}^2/\text{с}$; a_v – удельная поверхность катализатора, $\text{м}^2/\text{м}^3$; k_G – коэффициент массопередачи, $\text{кмоль}/\text{м}^2 \cdot \text{Па} \cdot \text{с}$:

$$\text{при } \text{Re} < 350 \quad k_G = 1,8215 \cdot \text{Re}^{-0,51};$$

$$\text{при } \text{Re} > 350 \quad k_G = 0,9891 \cdot \text{Re}^{-0,41},$$

где Re – критерий Рейнольдса, $\text{Re} = \frac{G_{\text{вх}} \cdot d_{\text{экв}}}{3600 \cdot \mu}$; $G_{\text{вх}}$ – массовая нагрузка потока на входе в реактор, $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$; $d_{\text{экв}}$ – эквивалентный диаметр $d_{\text{экв}} = \frac{4 \cdot \varepsilon}{a_v}$, м ;

ε – порозность слоя (для нашего примера $\varepsilon = 0,4$).

Число единиц переноса определяется выражением

$$z = \eta_{\text{сл}} \cdot \ln \left(\frac{\eta_{\text{вх}} \cdot (1 + \delta \cdot \eta_{\text{вых}})}{\eta_{\text{вых}} \cdot (1 + \delta \cdot \eta_{\text{вх}})} \right),$$

где $\eta_{\text{сл}}$ – среднее логарифмическое сумм $(1 + \delta \cdot \eta_{\text{CH}_3\text{OH}})$ и $(1 + \delta \cdot \eta_i)$, η_i – концентрация метанола на поверхности контакта катализатора; $\eta_{\text{вх}}$, $\eta_{\text{вых}}$ – мольные доли метанола в потоке на входе и выходе; δ – изменение числа молей на 1 моль реагирующего метанола

По данным материального баланса установки (табл. 1.4.2.2) найдем:

$$\eta_{\text{вх}} = 0,4545, \quad \eta_{\text{вых}} = 0,1726,$$

$$\delta = \frac{\sum v_i^{\text{вых}} - \sum v_i^{\text{вх}}}{v_{\text{CH}_3\text{OH}}} = \frac{4 - 2,5}{2} = 0,75,$$

Концентрация метанола на поверхности катализатора определяется соотношением

$$\eta_i = \frac{p_i}{p},$$

где p_i – парциальное давление метанола на поверхности катализатора, Па ; p – общее давление на входе в реактор, Па .

В свою очередь, p_i можно найти из соотношения

$$p_i = \frac{G_{\text{вх}}}{\bar{M} \cdot \bar{k}_G \cdot a_v \cdot \text{ВЕП}}.$$

Средняя молекулярная масса потока на входе в реактор

$$\bar{M} = \sum_{i=1}^n \eta_i \cdot M_i,$$

где M_i – молекулярная масса i -го компонента в потоке, η_i – мольная доля i -го компонента.

$$\bar{M}_{вх} = 0,4545 \cdot 32,04 + 0,0009 \cdot 30,03 + 0,0182 \cdot 18,015 + 0,1106 \cdot 32 + 0,4159 \cdot 28,013 = 30,10.$$

$$\text{Средняя плотность потока } \rho_{см} = \sum_{i=1}^n \eta_i \cdot \rho_i,$$

$$\text{где } \rho_i = \rho_0 \cdot \frac{T_0 \cdot p}{T \cdot p_0} = \frac{M_i}{22,4} \cdot \frac{T_0 \cdot p}{T \cdot p_0} \text{ плотность } i\text{-го компонента в потоке.}$$

При температуре на входе в реактор $T = 418,16$ К и рабочем давлении на входе в реактор $p = 0,12$ МПа найдем:

$$\rho_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{32,04}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{418,16 \cdot 1} = 1,107 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{CH}_2\text{O}} = \frac{30,03}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{418,16 \cdot 1} = 1,037 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{18,015}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{418,16 \cdot 1} = 0,622 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{O}_2} = \frac{32}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{418,16 \cdot 1} = 1,105 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{N}_2} = \frac{28,013}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{418,16 \cdot 1} = 0,967 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{см}^{вх} = 0,4545 \cdot 1,107 + 0,0009 \cdot 1,037 + 0,0182 \cdot 0,622 + 0,1106 \cdot 1,105 + 0,4159 \cdot 0,967 = 1,040 \text{ кг/м}^3.$$

Состав потока на выходе из реактора (см. табл. 11).

Таблица 11

Состав продуктов на выходе из реактора

Состав	кг/час	%, масс.	кмоль/час	%, мол.
метанол	5433,72	21,56	169,579	17,26
формальдегид	5543,64	22,00	184,624	18,79
вода	3232,87	12,83	179,451	18,27
азот	9751,55	38,70	348,103	35,44
оксид углерода (IV)	917,92	3,64	20,857	2,12
оксид углерода (II)	170,87	0,68	6,100	0,62
водород	148,29	0,59	73,560	0,75
Всего:	25198,86	100	982,274	100

Средняя молекулярная масса потока на входе в реактор:

$$\bar{M}_{\text{вх}} = 0,1726 \cdot 32,04 + 0,1879 \cdot 30,03 + 0,1827 \cdot 18,015 + 0,3544 \cdot 28,013 + 0,0212 \cdot 44,01 + 0,0062 \cdot 28,01 + 0,0749 \cdot 2,016 = 25,65.$$

При температуре на выходе из реактора $T = 858,16$ К и рабочем давлении на выходе из реактора $p = 0,12$ МПа найдем:

$$\rho_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{32,04}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{858,16 \cdot 1} = 0,539 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{CH}_2\text{O}} = \frac{30,03}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{858,16 \cdot 1} = 0,505 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{18,015}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{858,16 \cdot 1} = 0,303 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{N}_2} = \frac{28,013}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{858,16 \cdot 1} = 0,539 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{CO}_2} = \frac{44,01}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{858,16 \cdot 1} = 0,741 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{CO}} = \frac{28,01}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{858,16 \cdot 1} = 0,471 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{O}_2} = \frac{2,016}{22,4} \cdot \frac{273,16 \cdot 1,184}{858,16 \cdot 1} = 0,034 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{см}}^{\text{вх}} = 0,1726 \cdot 0,539 + 0,1879 \cdot 0,505 + 0,1827 \cdot 0,303 + 0,3544 \cdot 0,539 + 0,0212 \cdot 0,741 + 0,0062 \cdot 0,471 + 0,0749 \cdot 0,034 = 0,432 \text{ кг/м}^3.$$

Коэффициент диффузии D'_A (для метанола, диффундирующего через смесь газов) может быть рассчитан по зависимости

$$D'_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{1 - \eta_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\frac{\eta_{\text{CH}_2\text{O}}}{D_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{CH}_2\text{O}}} + \frac{\eta_{\text{H}_2\text{O}}}{D_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{H}_2\text{O}}} + \frac{\eta_{\text{O}_2}}{D_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{O}_2}} + \dots},$$

где η_i – мольные доли компонентов в потоке; D_i^j – коэффициенты диффузии для бинарных смесей.

Для диффузии газа i в газ j по уравнению Максвелла-Джиллиленда имеем

$$D_i^j = 4,3 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{3600 \cdot T^{\frac{3}{2}}}{p \cdot \left(v_i^{\frac{1}{3}} + v_j^{\frac{1}{3}} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_i} + \frac{1}{M_j}},$$

где v_i и v_j – мольные объемы газов; p – общее давление, атм.

Мольные объемы газов, м³/кмоль:

CH ₃ OH	37,0	O ₂	25,6	CO ₂	34,0
CH ₂ O	29,3	N ₂	31,2	CO	30,7
H ₂ O	18,9	H ₂	14,3		

Для входного потока $D'_{\text{CH}_3\text{OH}} = 1,939 \cdot 10^{-5}$ м²/с, для выходного потока $D'_{\text{CH}_3\text{OH}} = 6,364 \cdot 10^{-5}$ м²/с.

Средняя вязкость газовой смеси рассчитывается по уравнению

$$\mu_{\text{см}} = \frac{\mu_{\text{CH}_3\text{OH}}}{1 + \frac{1,385 \cdot \mu_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\eta_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot \rho_{\text{CH}_3\text{OH}}} \cdot \left(\frac{\eta_{\text{CH}_2\text{O}}}{D_{\text{CH}_2\text{O}}^{\text{CH}_3\text{OH}}} + \frac{\eta_{\text{H}_2\text{O}}}{D_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{CH}_3\text{OH}}} + L \right)} + \frac{\mu_{\text{CH}_2\text{O}}}{1 + \frac{1,385 \cdot \mu_{\text{CH}_2\text{O}}}{\eta_{\text{CH}_2\text{O}} \cdot \rho_{\text{CH}_2\text{O}}} \cdot \left(\frac{\eta_{\text{CH}_3\text{OH}}}{D_{\text{CH}_3\text{OH}}^{\text{CH}_2\text{O}}} + \frac{\eta_{\text{H}_2\text{O}}}{D_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{CH}_2\text{O}}} + L \right)} + \dots$$

Значения вязкостей компонентов газовой смеси можно вычислять по соотношению, основанному на использовании принципа соответственных состояний:

$$\mu_i = \frac{10^{-7} \cdot 3600 \cdot \mu_c \cdot T_r}{\left[1 + 0,36 \cdot T_r \cdot (T_r - 1) \cdot \left(1 + \frac{4}{T_r} \right) \right]^{0,6}} \text{ Па} \cdot \text{ч}, \quad (7)$$

где T_r – приведенная температура, выражаемая в виде доли от критической $\left(T_r = \frac{T}{T_c} \right)$; μ_c – вязкость при критических параметрах.

Для органических соединений

$$\mu_c = \frac{M^{1/2} \cdot T_c}{\sum_{i=1}^m n_i \cdot C_i},$$

где μ_c выражено в Па·ч; T_c – критическая температура, К; n_i – число атомных групп i -го типа; C_i – групповые составляющие для определения μ_c (см. табл. 12).

Групповые составляющие C_i для определения μ_C .

Группа	Составляющая C_i	Группа	Составляющая C_i
$-\text{CH}_3$	9,04	$-\text{Cl}$	10,06
$\rangle\text{CH}_2$ (вне кольца)	6,47	$-\text{Br}$	12,83
$\rangle\text{CH}-$ (вне кольца)	2,67	$-\text{OH}$ (спирты)	7,96
$\rangle\text{CH}\langle$ (вне кольца)	-1,53	$\rangle\text{O}$ (вне кольца)	3,59
$=\text{CH}_2$	7,68	$\rangle\text{C}=\text{O}$ (вне кольца)	12,02
$=\text{CH}-$ (вне кольца)	5,53	$-\text{CHO}$ (альдегиды)	14,02
$\rangle\text{C}=\text{}$ (вне кольца)	1,78	$-\text{COOH}$ (кислоты)	18,65
$\rangle\text{CH}_2$ (в кольце)	6,91	$-\text{COO}-$ (сложные эфиры) или $\text{HCOO}-$ (формиаты)	13,41
$\rangle\text{CH}-$ (в кольце)	1,16	$-\text{NH}_2$	9,71
$\rangle\text{CH}\langle$ (в кольце)	0,23	$\rangle\text{NH}$ (вне кольца)	3,68
$=\text{CH}-$ (в кольце)	5,90	$=\text{N}-$ (в кольце)	4,97
$\rangle\text{C}=\text{}$ (в кольце)	3,59	$-\text{CN}$	18,13
$-\text{F}$	4,46	$\rangle\text{S}$	8,86

Для простых газов можно использовать выражение

$$\mu_C = \frac{3,5 \cdot M^{1/2} \cdot p_C^{2/3}}{T_C^{1/2}}$$

Для потока на входе в реактор $\mu_{cm} = 1,598 \cdot 10^{-5}$ Па·с, а для потока на выходе из реактора $\mu_{cm} = 2,414 \cdot 10^{-5}$ Па·с.

Удельная поверхность катализатора по производственным данным $a_v = 0,14 \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{м}^3$, тогда

$$d_{\text{экв}} = \frac{4 \cdot 0,4}{0,14 \cdot 10^3} = 11,43 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Для входного потока:

$$\text{Re}_{\text{вх}} = \frac{3564,84 \cdot 11,43 \cdot 10^{-3}}{0,0575} = 708,41,$$

$$Sc_{ax} = \frac{0,0575}{1,040 \cdot 0,070} = 0,792,$$

$$k_G^{ax} = 0,9891 \cdot 708,41^{-0,41} = 0,0671.$$

Для выходного потока:

$$Re_{\text{вых}} = \frac{3564,84 \cdot 11,43 \cdot 10^{-3}}{0,0869} = 468,83,$$

$$Sc_{\text{вых}} = \frac{0,0869}{0,432 \cdot 0,229} = 0,879,$$

$$k_G^{\text{вых}} = 0,9891 \cdot 468,63^{-0,41} = 0,0795.$$

Высота единиц переноса

$$BEП = \left(\frac{0,792^{2/3}}{0,0671 \cdot 0,14 \cdot 10^3} + \frac{0,879^{2/3}}{0,0795 \cdot 0,14 \cdot 10^3} \right) / 2 = 0,0868.$$

При

$$p_i^{ex} = \frac{3564,84}{30,10 \cdot 0,0671 \cdot 0,14 \cdot 10^3 \cdot 0,0866} = 0,0404 \text{ атм},$$

$$p_i^{\text{вых}} = \frac{3564,84}{25,65 \cdot 0,0789 \cdot 0,14 \cdot 10^3 \cdot 0,0866} = 0,0403 \text{ атм},$$

$$\eta_i^{ex} = \frac{0,0404}{1,184} = 0,0341,$$

$$\eta_i^{\text{вых}} = \frac{0,0403}{1,184} = 0,0340,$$

$$\eta_{cl}^{ex} = \frac{(1 + 0,75 \cdot 0,4545) - (1 + 0,75 \cdot 0,0341)}{\ln \left(\frac{1 + 0,75 \cdot 0,4545}{1 + 0,75 \cdot 0,0341} \right)} = 1,272,$$

$$\eta_{cl}^{\text{вых}} = \frac{(1 + 0,75 \cdot 0,1726) - (1 + 0,75 \cdot 0,0340)}{\ln \left(\frac{1 + 0,75 \cdot 0,1726}{1 + 0,75 \cdot 0,0340} \right)} = 1,077.$$

Тогда, коэффициент, учитывающий изменение состава продуктов на границах газовой пленки, будет равен:

$$\eta_{cl} = \frac{\eta_{cl}^{ex} - \eta_{cl}^{\text{вых}}}{\ln \left(\frac{\eta_{cl}^{ex}}{\eta_{cl}^{\text{вых}}} \right)} = \frac{1,272 - 1,077}{\ln \left(\frac{1,272}{1,077} \right)} = 1,171.$$

Количество единиц переноса

$$z = 1,171 \cdot \ln \left(\frac{0,4545 \cdot (1 + 0,75 \cdot 0,1726)}{0,1726 \cdot (1 + 0,75 \cdot 0,4545)} \right) = 0,933.$$

Высота слоя катализатора $h_K = 0,0868 \cdot 0,933 = 0,081$ м.

Необходимый объем катализатора $V_K = h_K \cdot S$, где $S = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$ - площадь поперечного сечения реактора, м².

$$V_K = 0,081 \cdot \frac{3,14 \cdot 3^2}{4} = 0,567 \text{ м}^3.$$

Объемный расход контактного газа на выходе из реактора составит

$$V_{\text{вых}} = \frac{g_{\text{вых}} \cdot R \cdot T}{p},$$

$$V_{\text{вых}} = \frac{982,260 \cdot 8,314 \cdot 858,16 \cdot 1000}{0,12 \cdot 10^6} = 58401,44 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Линейная скорость на выходе из реактора

$$\omega_{\text{вых}} = \frac{V_{\text{вых}}}{S} = \frac{58401,44 \cdot 4}{3,14 \cdot 3^2 \cdot 3600} = 2,31 \text{ м/с}.$$

Среднее значение линейной скорости газового потока в сечении аппарата $\omega = \frac{\omega_{\text{вх}} + \omega_{\text{вых}}}{2} = \frac{1,0 + 2,31}{2} = 1,66 \text{ м/с}$,

что соответствует оптимальному технологическому режиму.

Среднее время контакта составит

$$\tau_{\text{ср}} = \frac{V_K}{V} = 0,567 \cdot 3600 \cdot \frac{2}{24249,83 + 58401,44} = 0,049 \text{ с}.$$

5.2.2. Тепловые расчеты

Целью тепловых расчетов секции контактирования является уточнение температуры контактных газов на входе в подконтактный холодильник.

Уравнение теплового баланса в общем виде

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_{\text{ном}},$$

где Q_1 – тепловой поток метанола-воздушной смеси, кВт; Q_2 – теплота, выделяющаяся за счет химических реакций, кВт; Q_3 – тепловой поток контактного газа, кВт; $Q_{\text{ном}}$ – теплопотери в окружающую среду, кВт.

Для определения значений Q_1 и Q_3 необходимо рассчитать средние молярные теплоемкости метанола-воздушной смеси при средней температуре $T_{ср} = 418,16$ К и контактного газа при средней температуре $T_{ср} = 858,16$ К.

Теплоемкости индивидуальных соединений можно вычислить по формуле

$$c_i^0 = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3, \quad (8)$$

где величина c_i^0 выражена в кал/(моль · К), T – в кельвинах.

Константы уравнения (8) для индивидуальных соединений приведены ниже:

Вещество	A	B	C	D
CH ₃ OH	5,052	1,694·10 ⁻²	6,179·10 ⁻⁶	-6,811·10 ⁻⁹
CH ₂ O	5,607	7,540·10 ⁻³	7,130·10 ⁻⁶	-5,494·10 ⁻⁹
H ₂ O	7,701	4,595·10 ⁻⁴	2,521·10 ⁻⁶	-8,590·10 ⁻¹⁰
O ₂	6,713	-8,790·10 ⁻⁷	4,170·10 ⁻⁶	-2,544·10 ⁻⁹
N ₂	7,440	-3,240·10 ⁻³	6,400·10 ⁻⁶	-2,790·10 ⁻⁹
CO ₂	4,728	1,754·10 ⁻²	-1,338·10 ⁻⁵	4,097·10 ⁻⁹
CO	7,373	-3,070·10 ⁻³	6,662·10 ⁻⁶	-3,037·10 ⁻⁹
H ₂	6,483	2,215·10 ⁻³	-3,298·10 ⁻⁶	1,826·10 ⁻⁹
H ₂ CO ₂	2,798	3,243·10 ⁻²	-2,009·10 ⁻⁵	4,817·10 ⁻⁹

Данные о составах метанола-воздушной смеси и контактного газа возьмем из табл. 5. Результаты расчета средней молярной теплоемкости метанола-воздушной смеси представлены в таблице 13, а расчета средней молярной теплоемкости контактного газа в таблице 14. В таблицах 13 и 14 сумма значений $\eta_i \cdot c_i$ представляет собой искомую среднюю молярную теплоемкость.

Таблица 13

Расчет средней молярной теплоемкости метанола-воздушной смеси.

Компонент	Молярная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i , Дж/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, Дж/(моль·К)
Метанол	0,4545	53,289	24,218
Формальдегид	0,0009	40,245	0,036
Вода	0,0182	34,656	0,631
Кислород	0,1106	30,402	3,361
Азот	0,4159	29,331	12,198
Сумма	1,0000		40,444

Таблица 14

Расчет средней молярной теплоемкости контактного газа.

Компонент	Молярная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i , Дж/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, Дж/(моль·К)
Метанол	0,1726	83,110	14,348
Формальдегид	0,1879	58,058	10,912
Вода	0,1827	39,424	7,202
Азот	0,3544	31,884	11,299
Оксид углерода (IV)	0,0212	52,441	1,114
Оксид углерода (II)	0,0062	32,369	0,201
Водород	0,0749	29,787	2,231
Сумма	1,0000		47,307

Находим тепловой поток метанола-воздушной смеси по формуле

$$Q_1 = \frac{g_1 \cdot \bar{c}_1 \cdot t_1}{3600}, \quad (9)$$

где \bar{c}_1 – средняя молярная теплоемкость метанола-воздушной смеси, Дж/(моль·К) (см. табл. 13).

$$Q_1 = \frac{837,023 \cdot 40,444 \cdot 145}{3600} = 1363,50 \text{ кВт.}$$

Для определения Q_2 необходимо знать теплоты основных протекающих реакций. Примем их согласно уравнениям 1–7.

$$\text{Находим } Q_2 \text{ по формуле } Q_2 = \frac{1000 \cdot \sum [g_j^i \cdot (-\Delta H_i)]}{3600},$$

где g_j^i – расход j -го реагента в i -той – реакции, кмоль/ч; $-\Delta H_i$ – тепловой эффект i -той – реакции, кДж/моль.

Получаем

$$Q_2 = \frac{1000}{3600} \cdot [63,244 \cdot (-93,4) + 124,380 \cdot 147,4 + 18,973 \cdot 575,1 + 4,216 \cdot (-97,5) + 1,884 \cdot 1,9 + 1,884 \cdot 270,4 + 1,884 \cdot 14,5] = 6518,70 \text{ кВт.}$$

Потери тепла $Q_{ном}$ изолированным оборудованием определяются по формуле

$$Q_{ном} = \alpha_u \cdot F_u \cdot (t_{нар} - t_о), \quad (10)$$

где α_u - суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией; F_u - наружная поверхность изоляции; $t_{нар}$, $t_в$ - температура наружной поверхности изоляции и окружающего воздуха.

Исходя из требований техники безопасности, температура наружной поверхности не должна превышать 45°C .

Для реакторов, расположенных внутри зданий, при температуре наружной поверхности стенки аппарата до 350°C :

$$\alpha_u = 9,30 + 0,058 \cdot t_{нар}.$$

В нашем случае

$$\alpha_u = 9,30 + 0,058 \cdot 45 = 11,91 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}).$$

Толщину изоляции можно найти из условия

$$t_{вн} = t_{нар} + \frac{\alpha_u \cdot (t_{нар} - t_в) \cdot \delta_u}{\lambda_u},$$

где $t_{вн}$ - температура внутренней поверхности изоляции; λ_u , δ_u - теплопроводность и толщина изоляции.

Принимая $t_{вн} = t_{ст}$ и выбрав в качестве изоляционного материала асбестовую ткань, находим

$$\delta_u = \frac{\lambda_u \cdot (t_{вн} - t_{нар})}{\alpha_u \cdot (t_{нар} - t_в)} = \frac{0,28 \cdot (120 - 45)}{11,91 \cdot (45 - 20)} = 0,67 \approx 0,1 \text{ м}.$$

Тогда

$$F_u = \pi \cdot D_u \cdot H_u + F_{кр} = 3,14 \cdot 3,2 \cdot 6,7 + 14,16 = 82,36 \text{ м}^2$$

и

$$Q_{ном} = 11,91 \cdot 82,36 \cdot (45 - 20) \cdot 10^{-3} = 24,52 \text{ кВт}.$$

В соответствии с формулой (9) определяем тепловой поток контактного газа Q_3 :

$$Q_3 = Q_1 + Q_2 - Q_{ном} = 1363,50 + 6518,70 - 24,52 = 7857,68 \text{ кВт}.$$

Для теплового потока контактного газа имеем формулу

$$Q_3 = \frac{g_{вх} \cdot \bar{c}_{вх} \cdot t_{вх}^u}{3600}, \quad (11)$$

где $\bar{c}_{вх}$ - средняя молярная теплоемкость контактного газа, Дж/(моль·К) (см. табл. 14); $t_{вх}^u$ - истинная температура контактного газа.

Находим истинную температуру контактного газа из формулы (11):

$$t_{вых}^{II} = \frac{3600 \cdot Q_3}{g_{вых} \cdot \bar{c}_{вых}} = \frac{3600 \cdot 7857,68}{982,274 \cdot 47,31} \approx 609 \text{ } ^\circ\text{C},$$

что соответствует принятому интервалу температур.

Тепловой баланс секции контактирования контактного аппарата представлен в табл. 15.

Таблица 15

Тепловой баланс секции контактирования

Приход			Расход		
Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %	Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %
Тепловой поток метанола-воздушной смеси	1363,50	17,30	Тепловой поток контактного газа	7857,68	99,69
Теплота, выделяющаяся за счет химических реакций	6518,70	82,70	Теплопотери в окружающую среду	24,52	0,31
Всего	7882,20	100	Всего	7882,20	100

5.2.3. Расчет подконтактного холодильника

Целью тепловых расчетов подконтактного холодильника является определение тепловой нагрузки холодильника и расхода парового конденсата.

Исходные данные:

расход контактного газа – $g_1 = 982,274$ кмоль/ч (см. табл. 5);

состав контактного газа (см. табл. 5);

температура контактного газа на входе в аппарат – $t_1 = 609$ °;

температура контактного газа на выходе из аппарата – $t_2 = 150$ °С;

температура парового конденсата – $t_k = 120$ °С;

давление парового конденсата – $p_k = 2$ атм;

техническая характеристика подконтактного холодильника, приведенная в табл. 16.

Таблица 16

Техническая характеристика контактного аппарата

Наименование показателя	Буквенное обозначение	Численное значение
1. Высота аппарата общая	H	7,7 м
2. Диаметр внутренний (для секции контактирования и подконтактного холодильника)	$D_в$	3 м
3. Площадь поверхности теплообмена	F	1070 м ²
4. Площадь сечения трубного пространства	$S_{тр}$	1,1 м ²
5. Длина трубки	L	3 м
6. Трубки	-	57×3,5 мм
7. Количество трубок	n	1940

Уравнение теплового баланса холодильника в общем виде

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 + Q_{ном}, \quad (12)$$

где Q_1 – тепловой поток контактного газа на входе в холодильник, кВт; Q_2 – тепловой поток контактного газа на выходе из холодильника, кВт; Q_3 – теплота, отводимая испаряющимся конденсатом, кВт; $Q_{ном}$ – теплопотери в окружающую среду, кВт.

Тепловой поток контактного газа на входе в холодильник Q_1 определен в тепловом расчете секции контактирования (см. табл. 15): $Q_1 = 7857,72$ кВт.

Для определения значения Q_2 рассчитаем среднюю молярную теплоемкость контактного газа при температуре $T_2 = 150 + 273,16 = 423,16$ К. Теплоемкости индивидуальных соединений вычислим по уравнению (8). Данные о составе контактного газа возьмем из табл. 5. Результаты расчета средней молярной теплоемкости контактного газа представлены в табл. 17. В табл. 17 сумма значений $\eta_i \cdot c_i$ представляет собой искомую среднюю молярную теплоемкость контактного газа.

Находим тепловой поток контактного газа на выходе из холодильника

$$Q_2 = \frac{g_1 \cdot \bar{c} \cdot t_2}{3600},$$

где \bar{c} – средняя молярная теплоемкость контактного газа, Дж/(моль·К) (см. табл. 17);

$$Q_2 = \frac{982,274 \cdot 37,095 \cdot 150}{3600} = 1518,23 \text{ кВт.}$$

Таблица 17

Результаты расчета средней молярной теплоемкости контактного газа при $T = 423,16 \text{ К}$

Компонент	Молярная доля компонента, η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i , Дж/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, Дж/(моль·К)
Метанол	0,1727	53,677	9,267
Формальдегид	0,1879	40,467	7,605
Вода	0,1827	34,701	6,339
Азот	0,3544	30,447	10,790
Оксид углерода (IV)	0,0212	29,345	0,623
Оксид углерода (II)	0,0062	42,171	0,262
Водород	0,0749	29,484	2,208
Сумма	1		37,095

Потери тепла в окружающую среду $Q_{ном}$ определены в тепловом расчете секции контактирования (см. табл. 15):

$$Q_{ном} = 24,52 \text{ кВт.}$$

Теплоту, отводимую испаряющимся конденсатом Q_3 , находим из уравнения теплового баланса (12):

$$Q_3 = Q_1 - Q_2 - Q_{ном},$$

$$Q_3 = 7857,68 - 1518,23 - 24,52 = 6314,93 \text{ кВт.}$$

Находим расход конденсата

$$G_2 = \frac{Q_3 \cdot 3600}{r},$$

где r – удельная теплота парообразования воды при температуре $t_k = 120^\circ\text{C}$ и давлении $p_k = 2 \text{ атм}$, кДж/кг,

$$G_2 = \frac{6314,93 \cdot 3600}{2205,94} = 10305,71 \text{ кг/ч.}$$

Тепловой баланс подконтактного холодильника представлен в табл. 18.

Таблица 18

Тепловой баланс подконтактного холодильника

Приход			Расход		
Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %	Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %
Тепловой поток контактного газа на входе	7857,68	100	Тепловой поток контактного газа на выходе	1518,23	19,32
			Теплота, отводимая испаряющимся конденсатом	6314,93	80,37
			Теплопотери в окружающую среду	24,52	0,31
Всего	7857,68	100	Всего	7857,68	100

Выполним поверочный расчет площади поверхности теплопередачи. Целью этого расчета является определение необходимой площади поверхности теплопередачи подконтактного холодильника.

Необходимую площадь поверхности теплопередачи будем вычислять по формуле

$$F_T = \frac{Q}{K_T \cdot \Delta t_{cp}}, \quad (13)$$

где F_T – площадь поверхности теплообмена, м²; Q – тепловая нагрузка, Вт; K_T – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); Δt_{cp} – средняя разность температур (температурный напор), °С.

Температурная схема теплообмена:

$$609 \text{ °С} \xrightarrow{\text{КОНТАКТНЫЙ ГАЗ}} 150 \text{ °С} ,$$

$$120 \text{ °С} \xrightarrow{\text{КОНДЕНСАТ}} 120 \text{ °С} .$$

Определим среднюю разность температур:

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - t_k) - (t_2 - t_k)}{\ln \left[\frac{(t_1 - t_k)}{(t_2 - t_k)} \right]},$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{(609 - 120) - (150 - 120)}{\ln \left[\frac{(609 - 120)}{(150 - 120)} \right]} = 164,4^\circ\text{C}.$$

Коэффициент теплопередачи будем определять по формуле

$$K_T = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1}, \quad (14)$$

где α_1 – средний коэффициент теплоотдачи от контактного газа к стенке трубы, Вт/(м²·К); $\sum r_{cm}$ – сумма термических сопротивлений стенки трубы, (м²·К)/Вт; α_2 – средний коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящему конденсату, Вт/(м²·К).

Средний коэффициент теплоотдачи от контактного газа к стенке трубы будем определять по формуле

$$\alpha_1 = A_{mp} \cdot W^{0.8} d^{-0.2}, \quad (15)$$

где A_{mp} – коэффициент, учитывающий физические свойства контактного газа при средней температуре; W – массовая скорость контактного газа в трубном пространстве, кг/(м²·с); d – внутренний диаметр трубы, м (см. табл. 16).

Теплофизические параметры контактного газа будем находить при средней температуре

$$t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{609 + 150}{2} = 379,4 \text{ C}.$$

Рассчитаем среднюю молярную теплоемкость контактного газа при температуре $T_1 = 609 + 273,16 = 882,16$ К. Теплоемкости индивидуальных соединений вычислим по уравнению (8). Данные о составе контактного газа возьмем из табл. 5.

Результаты расчета средней молярной теплоемкости контактного газа представлены в табл. 19. В табл. 19 сумма значений $\eta_i \cdot c_i$ представляет собой искомую среднюю молярную теплоемкость контактного газа при заданной температуре.

Рассчитаем среднее значение молярной теплоемкости контактного газа для интервала температур $150 \div 609$ °С:

$$\bar{c} = \frac{c_{150} + c_{609}}{2},$$

где c_{150} – средняя молярная теплоемкость контактного газа при 150 °С, Дж/(моль·К) (см. табл. 17); c_{609} – средняя молярная теплоемкость контактного газа при 609 °С, Дж/(моль·К) (см. табл. 19);

$$\bar{c} = \frac{37,095 + 48,957}{2} = 43,026 \text{ Дж/(моль·К)}.$$

Таблица 19

Результаты расчета средней молярной теплоемкости контактного газа при $T = 882,16 \text{ К}$

Компонент	Молярная доля компонента, η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i , Дж/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, Дж/(моль·К)
Метанол	0,1727	84,339	14,561
Формальдегид	0,1879	58,809	11,053
Вода	0,1827	42,186	7,707
Азот	0,3544	34,404	12,192
Оксид углерода (IV)	0,0212	32,041	0,680
Оксид углерода (II)	0,0062	52,799	0,328
Водород	0,0749	32,532	2,436
Сумма	1		48,957

Коэффициент динамической вязкости контактного газа определим по формуле

$$\frac{M_{см}}{\mu_{см}} = \frac{\eta_1 \cdot M_1}{\mu_1} + \frac{\eta_2 \cdot M_2}{\mu_2} + \dots + \frac{\eta_i \cdot M_i}{\mu_i}, \quad (16)$$

где $M_{см}$, M_1 , M_2, \dots , M_i – относительные молекулярные массы смеси газов и ее компонентов, кг/кмоль; $\mu_{см}$, μ_1 , μ_2, \dots , μ_i – коэффициенты динамической вязкости смеси газов и ее компонентов, Па·с; η_1 , η_2, \dots , η_i – молярные доли компонентов в газовой смеси.

Результаты расчета коэффициента динамической вязкости контактного газа представлены в табл. 20 (значения коэффициентов динамической вязкости компонентов контактного газа μ_i рассчитываем согласно (7)).

Таблица 20

Расчет коэффициента динамической вязкости контактного газа

Компонент	Мольная доля компонента η_i	Молекулярная масса компонента M_i , кг/кмоль	Коэффициент динамической вязкости компонента μ_i , Па·с	$\frac{\eta_i \cdot M_i}{\mu_i}$, Па·с	$\eta_i \cdot M_i$, кг/кмоль
Метанол	0,1726	32,04	$2,130 \cdot 10^{-5}$	259672,7	5,53
Формальдегид	0,1880	30,03	$2,427 \cdot 10^{-5}$	232584	5,64
Вода	0,1827	18,015	$2,148 \cdot 10^{-5}$	153218,9	3,29
Азот	0,3544	28,013	$3,457 \cdot 10^{-5}$	287147,2	9,93
Оксид углерода (IV)	0,0212	44,01	$3,449 \cdot 10^{-5}$	27095,04	0,93
Оксид углерода (II)	0,0062	28,01	$3,381 \cdot 10^{-5}$	5144,547	0,17
Водород	0,0749	2,016	$1,408 \cdot 10^{-5}$	10725,53	0,15
Сумма	1			975588	25,65

Используя данные табл. 20, по формуле (16) находим коэффициент динамической вязкости контактного газа:

$$\mu_{см} = \frac{M_{см} \cdot \mu_i}{\eta_i \cdot M_i} = \frac{25,65}{975588,00} = 2,630 \cdot 10^{-5} \text{ Па·с.}$$

Находим удельную теплоемкость контактного газа:

$$\bar{C} = \frac{\bar{c} \cdot 1000}{M_{см}},$$

$$\bar{C} = \frac{43,026 \cdot 1000}{25,65} = 1677,20 \text{ Дж/(кг·К).}$$

Принимаем критерий Прандтля для двухатомных газов $Pr = 0,72$, тогда теплопроводность контактного газа:

$$\lambda_1 = \frac{\bar{C} \cdot \mu_{см}}{Pr},$$

$$\lambda_1 = \frac{1677,20 \cdot 2,63 \cdot 10^{-5}}{0,72} = 0,0613 \text{ Вт/(м·К).}$$

Определим массовую скорость контактного газа в трубном пространстве

$$W = \frac{G_1}{3600 \cdot S_{mp}},$$

где S_{mp} – площадь сечения трубного пространства подконтактного холодильника, м² (см. табл. 16);

$$W = \frac{25198,86}{3600 \cdot 1,1} = 6,36 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Коэффициент, учитывающий физические свойства контактного газа (см. формулу (15), определим по формуле:

$$A_{mp} = 17,2 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{\lambda_1}{\mu_{cm}^{0,8}} \right) \cdot \left(\frac{Pr}{0,73} \right)^{0,4},$$

$$A_{mp} = 17,2 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{0,0613}{(2,63 \cdot 10^{-5})^{0,8}} \right) \cdot \left(\frac{0,72}{0,73} \right)^{0,4} = 4,835.$$

Средний коэффициент теплоотдачи от контактного газа к стенке трубы находим по формуле (15)

$$\alpha_1 = 4,835 \cdot 6,36^{0,8} \cdot 0,05^{-0,2} = 38,683 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящему конденсату определим по формуле

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda_2}{l}, \quad (17)$$

где Nu – критерий Нуссельта; λ_2 – теплопроводность конденсата, Вт/(м·К); l – определяющий параметр, м.

$$\text{При } 120^\circ\text{C } \lambda_2 = 0,686 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}), \quad l = 14,2 \cdot 10^{-6} \text{ м}.$$

Для выбора формулы, по которой необходимо рассчитывать значение критерия Нуссельта, нужно знать режим движения конденсата в межтрубном пространстве. О режиме движения судят по значению критерия Рейнольдса Re, который в данном случае следует определять по формуле:

$$Re = B \cdot \varphi, \quad (18)$$

где B – коэффициент, учитывающий теплофизические свойства кипящего конденсата, м²/Вт; φ – поверхностная плотность теплового потока, Вт/м².

При 120 °С $B = 22,8 \cdot 10^{-6}$ м²/Вт. При тепловой нагрузке $Q = 6314,93 \cdot 10^3$ Вт (см. табл. 18) и площади поверхности теплообмена $F = 1070$ м² (см. табл. 16)

$$\varphi = \frac{Q}{F},$$

$$\varphi = \frac{6314930}{1070} = 5901,80 \text{ Вт/м}^2.$$

Критерий Рейнольдса (по формуле (18))

$$Re = 22,8 \cdot 10^{-6} \cdot 5901,80 = 0,135.$$

Т.к. $Re > 10^{-2}$, то для определения критерия Нуссельта используем формулу:

$$Nu = 0,125 \cdot Re^{0,65} \cdot Pr_2^{0,33}, \quad (19)$$

где Pr_2 – критерий Прандтля для конденсата при 120 °С ($Pr_2=1,43$).

Тогда по формуле (19) получаем

$$Nu = 0,125 \cdot 0,135^{0,65} \cdot 1,43^{0,33} = 0,0382.$$

По формуле (17) находим коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящему конденсату

$$\alpha_2 = \frac{0,0382 \cdot 0,686}{14,2 \cdot 10^{-6}} = 1845 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Сумма термических сопротивлений стенки трубы с учетом слоев загрязнений с обеих сторон

$$\sum r_{cm} = r_1 + \frac{s}{\lambda_{cm}} + r_2, \quad (20)$$

где r_1 и r_2 – термические сопротивления слоев загрязнений с обеих сторон трубы, (м²·К)/Вт; λ_{cm} – коэффициент теплопроводности нержавеющей стали, Вт/(м·К); s – толщина стенки трубы, м (см. табл. 16);

$$\sum r_{cm} = 8,62 \cdot 10^{-5} + \frac{0,0035}{17,5} + 0,000172 = 0,00046 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}.$$

По формуле (14) находим коэффициент теплопередачи

$$K_T = \frac{1}{\frac{1}{38,683} + 0,00046 + \frac{1}{1845}} = 37,24 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

По формуле (13) находим площадь поверхности теплопередачи:

$$F' = \frac{6314930}{37,24 \cdot 164,4} = 1031 \text{ м}^2.$$

Тогда мы имеем запас площади поверхности теплопередачи

$$\left(1 - \frac{F'}{F}\right) \cdot 100 = \left(1 - \frac{1031}{1070}\right) \cdot 100 = 3,6 \text{ \%}.$$

Таким образом, в результате расчета поверхности теплопередачи под-контактного холодильника установили, что последний сможет обеспечить производительность с запасом поверхности 3,6 %.

5.3. Расчеты вспомогательного оборудования

Все расчеты будем проводить для случая получения продукционного формалина с массовой долей формальдегида 37% в “мягком” режиме (см. раздел 5.2).

5.3.1. Расчет спиртоиспарителя

Целью расчета спиртоиспарителя является определение расхода греющего пара и поверочный расчет требуемой площади поверхности теплообмена.

Материальный баланс стадии образования метанола-воздушной смеси приводится в табл. 5. Техническая характеристика спиртоиспарителя (выносной греющей камеры), приведена в табл. 21.

Таблица 21

Техническая характеристика спиртоиспарителя (выносной греющей камеры)

Наименование показателя	Буквенное обозначение	Численное значение
1. Внутренний диаметр межтрубного пространства	–	1,4 м
2. Площадь поверхности теплообмена	F	372 м ²
3. Длина трубки	L	4 м
4. Трубки	–	57×3,5 мм
5. Количество трубок	n	520

Исходные данные:

расход жидкого метанола – $g_{\text{CH}_3\text{OH}} = 380,392$ кмоль/ч,

$G_{\text{CH}_3\text{OH}} = 12188,69$ кг/ч (см. табл. 5);

расход сухого воздуха – $g_{\text{возд}} = 440,637$ кмоль/ч (см. табл. 5);

количество паров воды в воздухе – $g_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{возд}} = 8,528$ кмоль/ч (см. табл. 5);

количество воды в поступающем метаноле – $G_{H_2O}^M = 120,93$ кг/ч (см. табл. 5);

расход метанола-воздушной смеси $g_{см} = 837,023$ кмоль/ч (см. табл. 5);

температура метанола на входе в аппарат – $t_{CH_3OH} = 40$ °С;

температура метанола-воздушной смеси на выходе из аппарата – $t_{см} = 85$ °С;

температура воздуха – $t_{возд} = 50$ °С;

температура пара – $t_n = 120$ °С;

давление парового конденсата – $p_n = 2,025$ кгс/см²;

техническая характеристика спиртоиспарителя, приведенная в табл. 21.

Уравнение теплового баланса спиртоиспарителя в общем виде

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_{ном}, \quad (21)$$

где Q_1 – тепловой поток жидкого технического метанола, кВт; Q_2 – тепловой поток воздуха, кВт; Q_3 – тепловой поток греющего пара, кВт; Q_4 – тепловой поток метанола-воздушной смеси, кВт; Q_5 – теплота, расходуемая на испарение метанола и воды, кВт; $Q_{ном}$ – теплопотери в окружающую среду, кВт.

Находим тепловой поток жидкого технического метанола Q_1

$$Q_1 = \left(\frac{g_{CH_3OH} \cdot c_{CH_3OH}}{3600} + \frac{g_{CH_2O} \cdot c_{CH_2O}}{3600} + \frac{G_{H_2O}^M \cdot C_{H_2O}}{3600} \right) \cdot t_{CH_3OH},$$

где c_{CH_3OH} – молярная теплоемкость жидкого метанола, Дж/(моль·К); c_{CH_2O} – молярная теплоемкость жидкого формальдегида, Дж/(моль·К); C_{H_2O} – удельная теплоемкость воды, кДж/(кг·К);

$$Q_1 = \left(\frac{380,392 \cdot 85,45}{3600} + \frac{0,753 \cdot 77,97}{3600} + \frac{120,93 \cdot 4,179}{3600} \right) \cdot 40 = 367,46 \text{ кВт.}$$

Находим тепловой поток воздуха Q_2

$$Q_2 = \left(\frac{g_{возд} \cdot c_{возд}^{вл}}{3600} \right) \cdot t_{возд},$$

где $c_{возд}^{вл}$ – средняя молярная теплоемкость влажного воздуха при $t_{возд} = 50$ °С, Дж/(моль·К).

$$Q_2 = \left(\frac{449,165 \cdot 30,36}{3600} \right) \cdot 50 = 189,40 \text{ кВт.}$$

Рассчитаем среднюю молярную теплоемкость метанола-воздушной смеси при температуре $T_{см} = 85 + 273,16 = 358,16 \text{ К}$. Теплоемкости индивидуальных соединений вычислим по уравнению (8). Данные о составе метанола-воздушной смеси возьмем из табл. 5. Результаты расчета средней молярной теплоемкости метанола-воздушной смеси представлены в табл. 22. В табл. 22 сумма значений $\eta_i \cdot c_i$ представляет собой искомую среднюю молярную теплоемкость метанола-воздушной смеси при заданной температуре.

Таблица 22

Расчет средней молярной теплоемкости метанола-воздушной смеси при 358,16 К.

Компонент	Молярная доля компонента, η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i , Дж/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, Дж/(моль·К)
Метанол	0,4545	48,600	22,086
Формальдегид	0,0009	37,583	0,034
Вода	0,0182	34,146	0,622
Азот	0,1105	29,878	3,303
Кислород	0,4159	29,214	12,150
Сумма	1		38,195

Находим тепловой поток метанола-воздушной смеси по формуле

$$Q_4 = \frac{g_{см} \cdot \bar{c}_{см} \cdot t_{см}}{3600},$$

где $\bar{c}_{см}$ – средняя молярная теплоемкость метанола-воздушной смеси, Дж/(моль·К) (см. табл. 22);

$$Q_4 = \frac{837,023 \cdot 38,195 \cdot 85}{3600} = 754,84 \text{ кВт.}$$

Находим расход теплоты на испарение метанола и воды

$$Q_5 = \frac{G_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot r_{\text{CH}_3\text{OH}} + G_{\text{CH}_2\text{O}}^M \cdot r_{\text{CH}_2\text{O}} + G_{\text{H}_2\text{O}}^M \cdot r_{\text{H}_2\text{O}}}{3600},$$

где $r_{\text{CH}_3\text{OH}}$ – удельная теплота парообразования метанола, кДж/кг; $r_{\text{H}_2\text{O}}$ – удельная теплота парообразования воды, кДж/кг.

Удельная теплота парообразования воды при 358,16 К равна 2298 кДж/кг.

Для определения удельной теплоты испарения органических соединений при $0,6 < T_r \leq 1,0$ можно использовать корреляцию Питцера, представленную аналитическим выражением:

$$\frac{r_i}{R \cdot T_C} = 7,08 \cdot (1 - T_r)^{0,354} + 10,95 \cdot \varpi \cdot (1 - T_r)^{0,456},$$

где ϖ – фактор ацентричности Питцера.

При температуре 358,16 К имеем

	T_C, K	ϖ	T_r	$\frac{r_i}{R \cdot T_C}$	r_i
Формальдегид	512,6	0,253	0,878	4,426	500
Метанол	408	0,559	0,699	8,172	1087

Получаем

$$Q_5 = \frac{12188,69 \cdot 1087 + 22,62 \cdot 500 + 120,93 \cdot 2298}{3600} = 3760,35 \text{ кВт.}$$

Потери тепла $Q_{\text{ном}}$ изолированным оборудованием определяются по формуле (10). Выбрав в качестве изоляционного материала асбестовую ткань найдем:

$$\alpha_u = 9,30 + 0,058 \cdot 45 = 11,91 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

$$\delta_u = \frac{\lambda_u \cdot (t_{\text{вн}} - t_{\text{нар}})}{\alpha_u \cdot (t_{\text{нар}} - t_{\text{е}})} = \frac{0,28 \cdot (120 - 45)}{11,91 \cdot (45 - 20)} = 0,07 \text{ м.}$$

Тогда

$$F_u = \pi \cdot \left(D_{cp} \cdot L + 2 \cdot \frac{D^2}{4} \right) = 3,14 \cdot \left(1,47 \cdot 4,0 + 2 \cdot \frac{1,4^2}{4} \right) = 21,55 \text{ м}^2 \text{ и}$$

$$Q_{\text{ном}} = \frac{0,28}{0,07} \cdot 21,55 \cdot (120 - 45) \cdot 10^{-3} = 6,47 \text{ кВт.}$$

Из уравнения теплового баланса (21) находим тепловой поток греющего пара

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_4 + Q_5 + Q_{\text{ном}} - Q_1 - Q_2 = \\ &= 754,84 + 3760,35 + 6,47 - 367,46 - 189,39 = 3964,81 \text{ кВт.} \end{aligned}$$

Определяем расход греющего пара

$$G_n = \frac{Q_3 \cdot 3600}{r'_{\text{H}_2\text{O}}},$$

где $r'_{\text{H}_2\text{O}}$ – удельная теплота парообразования воды при $p_n = 2,025 \text{ кгс/см}^2$, кДж/кг;

$$G_n = \frac{3964,81 \cdot 3600}{2207} = 6467,29 \text{ кг/ч.}$$

Тепловой баланс спиртоиспарителя представлен в табл. 23.

Таблица 23

Тепловой баланс спиртоиспарителя

Приход			Расход		
Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %	Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %
Тепловой поток метанола	367,46	8,13	Тепловой поток метанола-воздушной смеси	754,84	16,70
Тепловой поток воздуха	189,39	4,19	Теплозатраты на испарение	3760,35	83,16
Тепловой поток греющего пара	3964,81	87,68	Теплопотери в окружающую среду	6,47	0,14
Всего	4521,66	100	Всего	4521,66	100

Выполним проверочный расчет площади поверхности теплопередачи. Необходимую площадь поверхности теплопередачи будем вычислять по формуле

$$F_T = \frac{Q}{K_T \cdot \Delta t_{cp}} \quad (22)$$

где F_T – площадь поверхности теплообмена, м²; Q – тепловая нагрузка, Вт; K_T – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К); Δt_{cp} – средняя разность температур (температурный напор), °С.

Расчет будем проводить по зонам нагрева метанола от 40 °С до 85 °С и испарения его при 85 °С.

Тепловая нагрузка аппарата по зоне нагрева

$$Q_H = \frac{Q_1 \cdot (t_{cm} - t_{\text{CH}_3\text{OH}}) \cdot 1000}{t_{\text{CH}_3\text{OH}}},$$

$$Q_H = \frac{367,46 \cdot (85 - 40) \cdot 1000}{40} = 413392 \text{ Вт.}$$

Тепловая нагрузка аппарата по зоне испарения

$$Q_{II} = Q_5 \cdot 1000 = 3760350 \text{ Вт.}$$

Температурная схема теплообмена

$$\begin{array}{c} 120^\circ\text{C} \leftarrow \xrightarrow{\text{ВОДЯНОЙ ПАР}} 120^\circ\text{C} \\ 40^\circ\text{C} \xrightarrow{\text{МЕТАНОЛ}} 85^\circ\text{C} \rightarrow 85^\circ\text{C} \\ \underbrace{\hspace{10em}}_{\text{зона нагрева}} \quad \underbrace{\hspace{10em}}_{\text{зона испарения}} \end{array}$$

Средняя разность температур в зоне нагрева:

$$\Delta t_{cp}^H = \frac{(t_n - t_{\text{CH}_3\text{OH}}) - (t_n - t_{cm})}{\ln \left[\frac{(t_n - t_{\text{CH}_3\text{OH}})}{(t_n - t_{cm})} \right]},$$

$$\Delta t_{cp}^H = \frac{(120 - 40) - (120 - 85)}{\ln \left[\frac{(120 - 40)}{(120 - 85)} \right]} = 54,4^\circ\text{C}.$$

Средняя разность температур в зоне испарения:

$$\Delta t_{cp}^H = t_n - t_{cm},$$

$$\Delta t_{cp}^H = 120 - 85 = 35^\circ\text{C}.$$

Коэффициенты теплопередачи будем определять по формуле (14)

$$K_T = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1},$$

где α_1 – средний коэффициент теплоотдачи от греющего пара к стенке трубы, Вт/(м²·К); $\sum r_{cm}$ – сумма термических сопротивлений стенки трубы, (м²·К)/Вт; α_2 – средний коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящему метанолу, Вт/(м²·К).

Найдем среднюю температуру для метанола

$$\bar{t}_{\text{CH}_3\text{OH}} = \frac{t_{\text{CH}_3\text{OH}} + t_{cm}}{2} = \frac{40 + 85}{2} = 62,5^\circ\text{C}.$$

Данные о теплофизических параметрах воды, водяного пара и метанола при соответствующих температурах находим по справочнику

Для метанола при $t_{\text{CH}_3\text{OH}} = 40^\circ\text{C}$:

$$\text{плотность } \rho_{\text{CH}_3\text{OH}}^{40} = 774 \text{ кг/м}^3.$$

Для метанола при $t_{cm} = 85^\circ\text{C}$:

плотность жидкого $\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85} = 730,5 \text{ кг/м}^3$;

плотность газообразного $\rho_{\text{CH}_3\text{OH}(g)}^{85} = 2,47 \text{ кг/м}^3$;

удельная теплота парообразования $r_{\text{CH}_3\text{OH}} = 1087 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$;

поверхностное натяжение $\sigma_{\text{CH}_3\text{OH}} = 17,13 \cdot 10^{-3} \text{ Н/м}$;

коэффициент динамической вязкости $\mu_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85} = 277,5 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$;

коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85} = 0,187 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$.

Для метанола при $t_{\text{CH}_3\text{OH}}^* = 62,5^\circ\text{C}$:

плотность $\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}^{62,5} = 754 \text{ кг/м}^3$;

коэффициент динамической вязкости $\mu_{\text{CH}_3\text{OH}}^{62,5} = 367 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$;

коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{CH}_3\text{OH}}^{62,5} = 0,205 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$;

удельная теплоемкость $C_{\text{CH}_3\text{OH}}^{62,5} = 2777 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$;

критерий Прандтля $Pr = 5,08$.

Для воды при $t_n = 120^\circ\text{C}$:

плотность $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 943 \text{ кг/м}^3$;

коэффициент динамической вязкости $\mu_{\text{H}_2\text{O}} = 231 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$;

коэффициент теплопроводности $\lambda_{\text{H}_2\text{O}} = 0,686 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$;

удельная теплота парообразования $r_{\text{H}_2\text{O}} = 2207 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к стенке трубы высотой H будем находить по формуле

$$\alpha_1 = 1,21 \cdot \lambda_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{H}_2\text{O}}^2 \cdot r_{\text{H}_2\text{O}} \cdot g}{\mu_{\text{H}_2\text{O}} \cdot H} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \varphi^{\frac{1}{3}}, \quad (23)$$

где $g = 9,81 \text{ м/с}^2$, ускорение силы тяжести; φ – поверхностная плотность теплового потока, Вт/м^2 .

Согласно формуле (23) имеем

$$\alpha_1 = 1,21 \cdot 0,686 \cdot \left(\frac{943^2 \cdot 2207 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{231 \cdot 10^{-6} \cdot 4} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \varphi^{\frac{1}{3}} = 2,284 \cdot 10^5 \cdot \varphi^{\frac{1}{3}}. \quad (24)$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к потоку метанола (в зоне нагрева) определим по формуле:

$$\alpha_2^H = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda_{\text{CH}_3\text{OH}}^{62,5}}{d}, \quad (25)$$

где Nu – критерий Нуссельта; d – внутренний диаметр трубки, м (см. табл. 21).

При скорости движения метанола в трубном пространстве $\omega_{\text{CH}_3\text{OH}} = 0,05$ м/с, критерий Рейнольдса равен:

$$\text{Re} = \frac{\omega_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot d \cdot \rho_{\text{CH}_3\text{OH}}^{62,5}}{\mu_{\text{CH}_3\text{OH}}^{62,5}} = \frac{0,05 \cdot 0,05 \cdot 754}{367 \cdot 10^{-6}} = 5136.$$

Режим движения – переходный, следовательно, критерий Нуссельта будем находить по формуле:

$$\text{Nu} = 0,008 \cdot \text{Re}^{0,9} \cdot \text{Pr}^{0,43} = 0,008 \cdot 5136^{0,9} \cdot 5,08^{0,43} = 35,2.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к потоку метанола (в зоне нагрева) определим по формуле (25)

$$\alpha_2^H = \frac{35,2 \cdot 0,205}{0,05} = 144,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящему метанолу (в зоне испарения) будем определять по формуле

$$\alpha_2^H = b \cdot \left(\frac{(\lambda_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85})^2 \cdot \rho_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85}}{\mu_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85} \cdot \sigma_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot T_{\text{кип}}} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \phi^2, \quad (26)$$

где b – безразмерный коэффициент; $T_{\text{кип}}$ – температура кипения, К ($T_{\text{кип}} = t_{\text{см}} + 273,16 = 85 + 273,16 = 358,16$ К).

Так как эта формула справедлива лишь при умеренной плотности теплового потока (менее $0,4 \cdot \phi_{\text{кр}}$), то рассчитываем критическую поверхностную плотность теплового потока по формуле:

$$\begin{aligned} \phi_{\text{кр}} &= 0,14 \cdot r_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot \sqrt{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}(g)}^{85}} \cdot \sqrt[4]{\sigma_{\text{CH}_3\text{OH}} \cdot g \cdot \rho_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85}}, \\ \phi_{\text{кр}} &= 0,14 \cdot 1087 \cdot 10^3 \cdot \sqrt{2,47} \cdot \sqrt[4]{17,13 \cdot 10^{-3} \cdot 9,81 \cdot 730,5} = 796100 \text{ Вт}/\text{м}^2, \\ 0,4 \cdot \phi_{\text{кр}} &= 0,4 \cdot 796100 = 318440 \text{ Вт}/\text{м}^2. \end{aligned}$$

Поверхностная плотность теплового потока для имеющегося спирто-испарителя:

$$\varphi' = \frac{Q_{II}}{F}, \quad (27)$$

$$\varphi' = \frac{3760350}{372} = 10108,47 \text{ Вт/м}^2.$$

Так как $\varphi' \ll 0,4 \cdot \varphi_{кр}$, то, следовательно, принятая для расчета α_2^{II} формула применима.

Коэффициент b определим по формуле:

$$b = 0,075 \cdot \left[1 + 10 \cdot \left(\frac{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}^{85}}{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}(z)}^{85} - 1} \right)^{-\frac{2}{3}} \right],$$

$$b = 0,075 \cdot \left[1 + 10 \cdot \left(\frac{730,5}{2,47 - 1} \right)^{-\frac{2}{3}} \right] = 0,0919.$$

Согласно формуле (26) имеем

$$\alpha_2^{II} = 0,0919 \cdot \left(\frac{(0,187)^2 \cdot 730,5}{277,5 \cdot 10^{-6} \cdot 17,13 \cdot 10^{-3} \cdot 358} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \varphi^{\frac{2}{3}} = 2,16 \cdot \varphi^{\frac{2}{3}}. \quad (28).$$

Сумма термических сопротивлений стенки трубы с учетом слоев загрязнений с обеих сторон (см. формулу (20)):

$$\sum r_{cm} = 0,00018 + \frac{0,0035}{17,5} + 0,00035 = 0,00074 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)/Вт}.$$

Из основного уравнения теплопередачи (см. формулы (22) и (27) и уравнения аддитивности термических сопротивлений (см. формулу (14)) следует:

$$\frac{1}{K_T} = \frac{\Delta t_{cp}}{\varphi} = \frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2},$$

$$\frac{1}{K_T} = \frac{\Delta t_{cp}}{\varphi} = \frac{1}{2,28411 \cdot 10^5 \cdot \varphi^{-\frac{1}{3}}} + 0,00074 + \frac{1}{2,16 \cdot \varphi^{\frac{2}{3}}}, \quad (29)$$

где $\alpha_2 = \alpha_2^{II}$.

Подставим в формулу (29) значение $\Delta t_{cp}^{II} = 35^\circ\text{C}$ и запишем ее в следующем виде:

$$y = 4,378 \cdot 10^{-6} \cdot \varphi^{1,33} + 0,00074 \cdot \varphi + 0,463 \cdot \varphi^{0,33} - 35 = 0.$$

Принимаем $\varphi_1 = 20000 \text{ Вт/м}^2$, тогда:

$$y_1 = 4,378 \cdot 10^{-6} \cdot 20000^{1,33} + 0,00074 \cdot 20000 + 0,463 \cdot 20000^{0,33} - 35 = -5,74.$$

Принимаем $\varphi_2 = 40000 \text{ Вт/м}^2$, тогда:

$$y_2 = 4,378 \cdot 10^{-6} \cdot 40000^{1,33} + 0,00074 \cdot 40000 + 0,463 \cdot 40000^{0,33} - 35 = 15,666.$$

Истинное значение поверхностной плотности теплового потока при $y = 0$:

$$\varphi = \varphi_2 - y_2 \cdot \frac{\varphi_2 - \varphi_1}{y_2 - y_1} = 40000 - 15,666 \cdot \frac{40000 - 20000}{15,666 - (-5,74)} = 25363 \text{ Вт/м}^2.$$

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к стенке трубы (см. формулу (24))

$$\alpha_1 = 2,284 \cdot 10^5 \cdot \varphi^{-\frac{1}{3}} = 2,284 \cdot 10^5 \cdot 25363^{-\frac{1}{3}} = 7774 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к кипящему метанолу (по зоне испарения) (см. формулу (28))

$$\alpha_2^H = 2,16 \cdot \varphi^{\frac{2}{3}} = 2,16 \cdot 25363^{\frac{2}{3}} = 1865 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплопередачи по зоне нагрева (см. формулу (14))

$$K_T^1 = \left(\frac{1}{7774} + 0,00074 + \frac{1}{144,3} \right)^{-1} = 128 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплопередачи по зоне нагрева (см. формулу (14))

$$K_T^2 = \left(\frac{1}{7774} + 0,00074 + \frac{1}{1865} \right)^{-1} = 712 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Площадь поверхности теплообмена (см. формулу (22))

$$F' = F_1' + F_2' = \frac{Q_H}{K_T^1 \cdot \Delta t_{cp}^H} + \frac{Q_{II}}{K_T^2 \cdot \Delta t_{cp}^H} = \frac{413392}{128 \cdot 54,4} + \frac{3760352}{712 \cdot 35} = 210 \text{ м}^2.$$

Тогда, имеем запас площади поверхности теплопередачи

$$\left(1 - \frac{F'}{F} \right) \cdot 100\% = \left(1 - \frac{210}{372} \right) \cdot 100\% = 43,5\%.$$

Таким образом, в результате расчета поверхности теплопередачи спиртоиспарителя установили, что последний сможет обеспечить новую производительность с запасом поверхности 43,5%.

Выбор такого большого запаса площади поверхности теплопередачи объясняется тем, что при расчете процесса теплопередачи для случая кипе-

ния жидкости отклонения экспериментальных данных от рассчитанных по формуле (26) лежат в пределах $\pm 35\%$, кроме этого, возможно попадание воздуха в кипящий метанол, что резко снижает коэффициент теплопередачи.

5.3.2. Расчет перегревателя

Перед подачей в реактор метанола-воздушная смесь в перегревателе поз. Т8 перегревается до $90 \div 145^\circ\text{C}$ паром $6,3 \text{ кгс/см}^2$, подаваемым в межтрубное пространство, для предотвращения конденсации и попадания жидкого метанола на катализатор, который при этом зауглероживается и снижает свою активность.

Целью расчета перегревателя является определение расхода греющего пара и поверочный расчет требуемой площади поверхности теплообмена. Техническая характеристика перегревателя приведена в табл. 24.

Таблица 24

Техническая характеристика перегревателя

Наименование показателя	Буквенное обозначение	Численное значение
1. Внутренний диаметр межтрубного пространства		1,0 м
2. Площадь поверхности теплообмена	F	235 м ²
3. Длина трубки	L	4,0 м
4. Площадь сечения трубного пространства	$S_{тр}$	0,259 м ²
5. Трубки	–	25×2,0 мм
6. Количество трубок	n	747

Исходные данные:

расход метанола-воздушной смеси – $g_1 = 837,023 \text{ кмоль/ч}$ (см. табл. 5);

состав метанола-воздушной смеси см. в табл. 5;

температура метанола-воздушной смеси на входе в перегреватель – $t_1 = 85^\circ$;

температура метанола-воздушной смеси на выходе из перегревателя – $t_2 = 145^\circ\text{C}$;

температура пара – $t_n = 160^\circ\text{C}$;

давление пара – $p_n = 6,3 \text{ кгс/см}^2$;

Уравнение теплового баланса перегревателя в общем виде

$$Q_2 + Q_{\text{ном}} = Q_1 + Q_3, \quad (30)$$

где Q_1 – тепловой поток метано-воздушной смеси на входе в перегреватель, кВт; Q_2 – тепловой поток метано-воздушной смеси на выходе из перегревателя, кВт; Q_3 – теплота, подводимая конденсирующимся паром, кВт; $Q_{\text{ном}}$ – теплопотери в окружающую среду, кВт.

Для определения теплового потока метано-воздушной смеси на входе в перегреватель Q_1 рассчитаем среднюю молярную теплоемкость метано-воздушной смеси при температуре $T_2 = 85 + 273,16 = 358,16 \text{ К}$. Данные о составе метано-воздушной смеси возьмем из табл. 5. Результаты расчета средней молярной теплоемкости метано-воздушной смеси представлены в табл. 25.

Таблица 25

Результаты расчета средней молярной теплоемкости метано-воздушной смеси $T = 358,16 \text{ К}$

Компонент	Молярная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i , (Дж/(моль·К))	$\eta_i \cdot c_i$, Дж/(моль·К)
Метанол	0,4545	48,600	22,086
Формальдегид	0,0009	37,583	0,034
Вода	0,0182	34,146	0,622
Кислород	0,1106	29,878	3,303
Азот	0,4159	29,214	12,150
Сумма	1,0000		38,195

Находим тепловой поток метано-воздушной смеси на входе в перегреватель

$$Q_1 = \frac{g_1 \cdot \bar{c} \cdot t_1}{3600},$$

где \bar{c} – средняя молярная теплоемкость метано-воздушной смеси, Дж/(моль·К) (см. табл. 25);

$$Q_1 = \frac{837,023 \cdot 38,195 \cdot 85}{3600} = 754,844 \text{ кВт.}$$

Для определения теплового потока метанола-воздушной смеси на выходе из перегревателя Q_2 рассчитаем среднюю молярную теплоемкость метанола-воздушной смеси при температуре $T_2 = 145 + 273,16 = 418,16$ К. Данные о составе метанола-воздушной смеси возьмем из табл. 5. Результаты расчета средней молярной теплоемкости метанола-воздушной смеси представлены в табл. 26.

Таблица 26

Результаты расчета средней молярной теплоемкости метанола-воздушной смеси $T = 418,16$ К

Компонент	Молярная доля компонента η_i	Средняя молярная теплоемкость компонента c_i , Дж/(моль·К)	$\eta_i \cdot c_i$, Дж/(моль·К)
Метанол	0,4545	53,289	24,218
Формальдегид	0,0009	40,245	0,036
Вода	0,0182	34,656	0,631
Кислород	0,1106	30,402	3,361
Азот	0,4159	29,331	12,198
Сумма	1,0000		40,444

Находим тепловой поток метанола-воздушной смеси на выходе из перегревателя

$$Q_2 = \frac{g_1 \cdot \bar{c} \cdot t_2}{3600},$$

где \bar{c} – средняя молярная теплоемкость метанола-воздушной смеси, Дж/(моль·К) (см. таблицу 21);

$$Q_2 = \frac{837,023 \cdot 38,195 \cdot 145}{3600} = 1363,51 \text{ кВт.}$$

Потери тепла $Q_{ном}$ изолированным оборудованием определяются по формуле (10). Выбрав в качестве изоляционного материала асбестовую ткань найдем:

$$\alpha_u = 9,30 + 0,058 \cdot 45 = 11,91 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

$$\delta_u = \frac{\lambda_u \cdot (t_{вн} - t_{нар})}{\alpha_u \cdot (t_{нар} - t_с)} = \frac{0,28 \cdot (120 - 45)}{11,91 \cdot (45 - 20)} = 0,07 \text{ м.}$$

Тогда

$$F_u = \pi \cdot \left(D_{cp} \cdot L + 2 \cdot \frac{D^2}{4} \right) = 3,14 \cdot \left(1,07 \cdot 4,0 + 2 \cdot \frac{1,0^2}{4} \right) = 15,00 \text{ м}^2 \text{ и}$$

$$Q_{nom} = \frac{0,28}{0,07} \cdot 15 \cdot (160 - 45) \cdot 10^{-3} = 6,90 \text{ кВт.}$$

Из уравнения теплового баланса (формула (30)) находим тепловой поток греющего пара

$$Q_3 = Q_2 + Q_{nom} - Q_1 = 1363,51 + 6,90 - 754,84 = 615,57 \text{ кВт.}$$

Определяем расход греющего пара:

$$G_n = \frac{Q_3 \cdot 3600}{r'_{H_2O}},$$

где r'_{H_2O} – удельная теплота парообразования воды при $p_n = 6,3 \text{ кгс/см}^2$, кДж/кг;

$$G_n = \frac{615,57 \cdot 3600}{2089} = 1060,82 \text{ кг/ч.}$$

Тепловой баланс перегревателя представлен в табл. 27.

Таблица 27

Тепловой баланс перегревателя

Приход			Расход		
Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %	Тепловой поток	Значение, кВт	Доля, %
Тепловой поток метано-воздушной смеси	754,84	55,08	Тепловой поток метано-воздушной смеси	1363,51	99,50
Тепловой поток греющего пара	615,57	44,92	Теплопотери в окружающую среду	6,90	0,50
Всего	1370,41	100	Всего	1370,41	100

Выполним поверочный расчет площади поверхности теплопередачи. Целью этого расчета является определение необходимой площади поверхности теплопередачи перегревателя.

Необходимую площадь поверхности теплопередачи будем вычислять по формуле (13)

$$F_T = \frac{Q}{K_T \cdot \Delta t_{cp}},$$

где F_T – площадь поверхности теплообмена, м^2 ; Q – тепловая нагрузка, Вт; K_T – коэффициент теплопередачи, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; Δt_{cp} – средняя разность температур (температурный напор), $^{\circ}\text{C}$.

Температурная схема теплообмена

$85^{\circ}\text{C} \xrightarrow{\text{МЕТАНОЛО-ВОЗДУШНАЯ СМЕСЬ}} 145^{\circ}\text{C}$,

$160^{\circ}\text{C} \xrightarrow{\text{КОНДЕНСИРУЮЩИЙСЯ ПАР}} 160^{\circ}\text{C}$.

Определим среднюю разность температур

$$\Delta t_{cp} = \frac{(t_1 - t_k) - (t_2 - t_k)}{\ln \left[\frac{(t_1 - t_k)}{(t_2 - t_k)} \right]} = \frac{(160 - 85) - (160 - 145)}{\ln \left[\frac{(160 - 85)}{(160 - 145)} \right]} = 37,28^{\circ}\text{C}.$$

Коэффициент теплопередачи будем определять по формуле (14)

$$K_T = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{cm} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1},$$

где α_1 – средний коэффициент теплоотдачи от метанола-воздушной смеси к стенке трубы, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\sum r_{cm}$ – сумма термических сопротивлений стенки трубы, $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$; α_2 – средний коэффициент теплоотдачи от стенки трубы к конденсирующемуся пару, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Средний коэффициент теплоотдачи от метанола-воздушной смеси к стенке трубы будем определять по формуле

$$\alpha_1 = A_{mp} \cdot W^{0.8} d^{-0.2}, \quad (31)$$

где A_{mp} – коэффициент, учитывающий физические свойства метанола-воздушной смеси при средней температуре; W – массовая скорость метанола-воздушной смеси в трубном пространстве, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; d – внутренний диаметр трубы, м (см. табл. 24).

Теплофизические параметры метанола-воздушной смеси будем находить при средней температуре

$$t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{85 + 145}{2} = 115^{\circ}\text{C}.$$

Рассчитаем среднее значение молярной теплоемкости метанола-воздушной смеси для интервала температур $85 \div 145^{\circ}\text{C}$

$$\bar{c} = \frac{c_{85} + c_{145}}{2},$$

где c_{85} – средняя молярная теплоемкость метанола-воздушной смеси при 85°C , Дж/(моль·К) (см. табл. 25); c_{145} – средняя молярная теплоемкость метанола-воздушной смеси при 145°C , Дж/(моль·К) (см. табл. 26);

$$\bar{c} = \frac{38,195 + 40,444}{2} = 39,319 \text{ Дж/(моль·К)}.$$

Коэффициент динамической вязкости метанола-воздушной смеси определим по формуле (16).

Результаты расчета коэффициента динамической вязкости метанола-воздушной смеси представлены в табл. 28 (значения коэффициентов динамической вязкости компонентов контактного газа μ_i рассчитываем согласно (7)).

Таблица 28

Расчет коэффициента динамической вязкости метанола-воздушной смеси

Компонент	Молярная доля компонента η_i	Молекулярная масса компонента M_i , кг/кмоль	Коэффициент динамической вязкости компонента μ_i , Па·с	$\frac{\eta_i \cdot M_i}{\mu_i}$, Па·с	$\eta_i \cdot M_i$, кг/кмоль
Метанол	0,4545	32,04	$1,307 \cdot 10^{-5}$	1113779	14,56
Формальдегид	0,0009	30,03	$1,521 \cdot 10^{-5}$	1777	0,027
Вода	0,0182	18,015	$1,298 \cdot 10^{-5}$	25274	0,328
Кислород	0,1106	32,00	$2,830 \cdot 10^{-5}$	125000	3,535
Азот	0,4159	28,013	$2,423 \cdot 10^{-5}$	480899	11,65
Сумма	1			1746730	30,10

Используя данные табл. 28, по формуле (16) находим коэффициент динамической вязкости метанола-воздушной смеси:

$$\mu_{см} = \frac{M_{см} \cdot \mu_i}{\eta_i \cdot M_i} = \frac{30,10}{1746730} = 1,723 \cdot 10^{-5} \text{ Па·с}.$$

Находим удельную теплоемкость метанола-воздушной смеси:

$$\bar{C} = \frac{\bar{c} \cdot 1000}{M_{см}},$$

$$\bar{C} = \frac{39,319 \cdot 1000}{30,10} = 1306,10 \text{ Дж/(кг·К)}.$$

Принимаем критерий Прандтля для двухатомных газов $Pr = 0,72$, тогда теплопроводность метанола-воздушной смеси:

$$\lambda_1 = \frac{\bar{C} \cdot \mu_{см}}{Pr},$$

$$\lambda_1 = \frac{1306,10 \cdot 1,723 \cdot 10^{-5}}{0,72} = 0,0313 \text{ Вт/(м·К)}.$$

Определим массовую скорость метанола-воздушной смеси в трубном пространстве

$$W = \frac{G_1}{3600 \cdot S_{mp}},$$

где S_{mp} - площадь сечения трубного пространства подконтактного холодильника, m^2 (см. табл. 24);

$$W = \frac{25198,86}{3600 \cdot 0,3} = 23,60 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}.$$

Коэффициент, учитывающий физические свойства контактного газа (см. формулу (15)), определим по формуле:

$$A_{mp} = 17,2 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{\lambda_1}{\mu_{см}} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{Pr}{0,73} \right)^{0,4},$$

$$A_{mp} = 17,2 \cdot 10^{-3} \cdot \left(\frac{0,0313}{(1,723 \cdot 10^{-5})} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{0,72}{0,73} \right)^{0,4} = 3,46.$$

Средний коэффициент теплоотдачи от контактного газа к стенке трубы находим по формуле (15):

$$\alpha_1 = 3,46 \cdot 23,6^{0,8} \cdot 0,021^{-0,2} = 93,96 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося водяного пара к стенке трубы высотой H будем находить по формуле

$$\alpha_2 = 2,04 \cdot \varepsilon_t \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda_{H_2O}^3 \cdot \rho_{H_2O}^2 \cdot r_{H_2O}}{\mu_{H_2O} \cdot \Delta t \cdot H}}, \quad (32)$$

где ε_t - поправочный коэффициент, учитывающий зависимость физических свойств конденсата от температуры (для воды $\varepsilon_t = 1$); λ_{H_2O} - коэффициент теплопроводности конденсата, Вт/(м·К); ρ_{H_2O} - плотность конденсата, kg/m^3 ; r_{H_2O} - теплота конденсации водяного пара, Дж/кг; μ_{H_2O} - динамический ко-

коэффициент вязкости конденсата, Па·с; Δt - разность температур конденсации и поверхности стенки, К.

$$\alpha_2 = 2,04 \cdot 1 \cdot \sqrt[4]{\frac{0,683^3 \cdot 907^2 \cdot 2089}{1,74 \cdot 10^{-4} \cdot (160 - 115) \cdot 4}} = 4171 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Сумма термических сопротивлений стенки трубы с учетом слоев загрязнений с обеих сторон согласно (20):

$$\sum r_{cm} = r_1 + \frac{s}{\lambda_{cm}} + r_2,$$

где r_1 и r_2 - термические сопротивления слоев загрязнений с обеих сторон трубы, $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$; λ_{cm} - коэффициент теплопроводности нержавеющей стали, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; s - толщина стенки трубы, м (см. табл. 24).

$$\sum r_{cm} = 8,62 \cdot 10^{-5} + \frac{0,002}{17,5} + 0,000172 = 0,00037 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}.$$

По формуле (14) находим коэффициент теплопередачи

$$K_T = \left(\frac{1}{93,96} + 0,00037 + \frac{1}{4171} \right)^{-1} = 88,9 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

По формуле (13) находим площадь поверхности теплопередачи

$$F_T = \frac{615,56 \cdot 10^3}{88,9 \cdot 37,28} = 186 \text{ м}^2$$

Тогда мы имеем запас площади поверхности теплопередачи

$$\left(1 - \frac{F_T}{F} \right) \cdot 100 = \left(1 - \frac{186}{235} \right) \cdot 100 = 20,9 \text{ \%}.$$

Таким образом, в результате расчета поверхности теплопередачи перегревателя установили, что последний сможет обеспечить заданную производительность с запасом поверхности 20,9 %.

Литература

1. Иванов Г.Н., Лопатинский В.П. Основные методы расчета промышленных реакторов. Учебное пособие. – Томск: Изд. ТПУ, 1985. – 69 с.
2. Иванов Г.Н., Сутягин В.М. Основные методы расчета химических реакторов. Учебное пособие. – Томск: Изд. ТПУ, 1986. – 89 с.
3. Иванов Г.Н. Основы проектирования и оборудование предприятий органического синтеза. Учебное пособие. – Томск: Изд. ТПУ, 1991. – 112 с.
4. Бочкарев В.В., Ляпков А.А. Оптимизация химико-технологических процессов органического синтеза. Сборник примеров и задач. – Томск: Изд. ТПУ, 1998. – 112 с.
5. Михаил Р., Кырлогану К. Реакторы в химической промышленности. – Л.: Химия, 1968. – 388 с.
6. Флореа О., Смигельский О. Расчеты по процессам и аппаратам химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 448 с.
7. Методы моделирования каталитических процессов на аналоговых и цифровых вычислительных машинах. – М.: Наука, 1972. – 150 с.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1981. – 560 с.
9. Иоффе И.Л. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.
10. Гутник С.П., Сосонко В.Е., Гутман В.Д. Расчеты по технологии органического синтеза. – М.: Химия, 1988. – 272 с.
11. Балайка Б., Сикора К. Процессы теплообмена в аппаратах химической промышленности. – М.: МАНГИЗ, 1962. – 351 с.
12. Перри Дж. Справочник инженера-химика. В 2-х томах. Т. 1. – М.: Химия, 1969. – 640 с.
13. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. – Л.: Химия, 1982. – 592 с.
14. Справочник химика. В 3-х томах. Т. 1. – М.: ГХИ, 1963. – 1071 с.

Георгий Николаевич Иванов
Алексей Алексеевич Ляпков
Валерий Владимирович Бочкарев

РАСЧЕТЫ РЕАКЦИОННОЙ АППАРАТУРЫ ХИМИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВ

Учебное пособие

Научный редактор **доцент, к.х.н. В.Т. Новиков**

Редактор **Р.Д. Игнатова**

Подписано к печати 12.03.2002.
Формат 60x84/16. Бумага офсетная.
Плоская печать. Усл. печ.л. 6,63. Уч. изд.л. 6.
Тираж 150 экз. Заказ № . Цена С.12.
ИПФ ТПУ. Лицензия ЛТ № 1 от 18.07.94.
Типография ТПУ. 634034, Томск, пр. Ленина, 30.