

Аннотация

В дипломном проекте рассчитывается колонна основной ректификации метанола-сырца, работающий в составе установки получения метанола.

В проект вошли следующие разделы:

- обзор и анализ состояния вопроса;
- технологический раздел;
- расчетно-конструкторский раздел;
- специальный раздел;
- автоматизация оборудования;
- безопасность и экологичность проекта;
- организационно-экономический раздел.

Дипломный проект включает

- страниц –
- рисунков –
- таблиц –
- литературных источников –

6	Безопасность и экологичность проекта	65
6.1	Анализ опасных и вредных факторов	66
6.2	Мероприятия по предотвращению воздействия опасных и вредных факторов	68
6.3	Защита персонала и территории в чрезвычайных ситуациях.....	71
7	Организационно-экономический раздел	72
7.1	Технико-экономическая характеристика.....	72
7.2	Себестоимость продукции	72
7.3	Обоснование производственной мощности	73
7.4	Организация труда и расчет заработной платы.	73
7.5	Прибыль	75
7.6	Расчет эффективности использования основных средств	76
7.7	Сводные показатели эффективности проектного решения	76
7.8	Построение графика.....	78
7.9	Заключение об экономической эффективности.....	79
	Заключение	80
	Список использованных источников	81

Общее количество примесей органических соединений в метаноле-сырце невелико, но отделить их от метанола весьма трудно, так как большинство веществ имеет температуру кипения, близкую к температуре кипения метанола, или они присутствуют в таком малом количестве, что не могут быть идентифицированы (сохраняя при этом отрицательное влияние на качество метанола).

При выделении метанола-ректификата из метанола-сырца, полученного на цинк-хромовом катализаторе, применяют несколько процессов: ректификацию, которая является основным этапом очистки, адсорбцию и химическую очистку.

Сущность процесса ректификации сводится к выделению из смеси двух или в общем случае нескольких жидкостей с различными температурами кипения одной или нескольких жидкостей в более или менее чистом виде. Процесс ректификации осуществляют в ректификационной установке, включающей ректификационную колонну, дефлегматор, холодильник-конденсатор, подогреватель исходной смеси, сборники дистиллята и кубового остатка. Основным аппаратом установки является ректификационная колонна, в которой пары перегоняемой жидкости поднимаются снизу, а навстречу парам сверху стекает жидкость, подаваемая в верхнюю часть аппарата в виде флегмы [1].

Целью дипломного проекта является проектирование колонны основной ректификации метанола.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

обезэфиривания 1 метанол-сырец обрабатывается 7–8%-м раствором NaOH для нейтрализации органических кислот (0,04–0,06 кг щелочи на 1 т). Затем он подогревается в теплообменнике 2 за счет тепла кубового остатка колонны 1 и парового конденсата, выходящего из испарителя 3.

Ректификационная колонна снабжена 40 тарелками, метанол-сырец подается на 13–17-ю тарелки. Процесс выделения диметилового эфира ведется под давлением 0,7–1,2 МПа, определяющимся условиями конденсации его в конденсаторе оборотной водой.

В зависимости от концентрации диметилового эфира в метаноле-сырце и требуемой степени его выделения флегмовое число в колонне поддерживается от 4 до 20 (обычно в пределах 6–8).

Предварительная ректификация. Отделение от обезэфиренного метанола-сырца остальных примесей с температурой кипения ниже, чем у метанола, и частично образующих с ним азеотроп-ные смеси, производится на колонне 6 предварительной ректификации. Колонна снабжена 65 тарелками, питание подается обычно на 39-ю. Количество флегмы, подаваемое на орошение колонны, колеблется в пределах 24–70% (масс.) от количества питания и определяется качеством метанола-сырца. От дистиллята отбирается фракция (0,40–0,85% масс, от питания), обогащенная легколетучими примесями, – так называемый «предгон». Для улучшения отделения примесей на стадии предварительной ректификации обезэфиренный метанол-сырец в ряде случаев разбавляется конденсатом водяного пара до содержания воды в кубе колонны 6 14–15% (масс). Конденсат вводится в питание или подается на 61-ю тарелку колонны.

Перманганатная проба метанола-сырца по высоте колонны увеличивается от верха укрепляющей части вниз по колонне. В точке ввода питания проба снижается из-за загрязнения этой зоны примесями. Начиная от 27-й тарелки и до куба, проба остается практически постоянной. Постоянство пробы в этой зоне и не изменяющийся состав жидкости свидетельствуют о наличии запаса разделительной способности колонны.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

Утилизация метанола из фракций. Во фракции «метанол–масло–вода» содержится до 30–50% (масс.) метанола. Кроме того, в процессе работы в дренажной емкости собираются фенажи и промывные воды, также содержащие метанол. Для извлечения метанола из этих потоков устанавливается ректификационная колонна 11; она же предназначена для излучения концентрированной фракции спиртов C_2-C_6 . Колонка снабжена 65 тарелками, питание подается на 20-ю тарелку; флегмовое число равно 4–6. С верха колонны отбирается метанол, из куба отводится вода. По высоте исчерпывающей части (с 7–10 тарелок) отбирается гетерогенная смесь, состоящая в основном из воды и спиртов C_2-C_6 ; она охлаждается и разделяется в разделительном сосуде 12. Верхний (легкий) слой – преимущественно спирты C_2-C_6 – выводится из цикла, а нижний водный слой после подогрева возвращается в колонну 11 на 19-ю тарелку.

1.2 Трехколонная схема ректификации

Вариантом рассмотренной схемы ректификации является трехколонная схема с получением диметилового эфира из эфирной фракции, а «изобутилового масла» на колонне основной ректификации (см. рис. 1.2) [2].

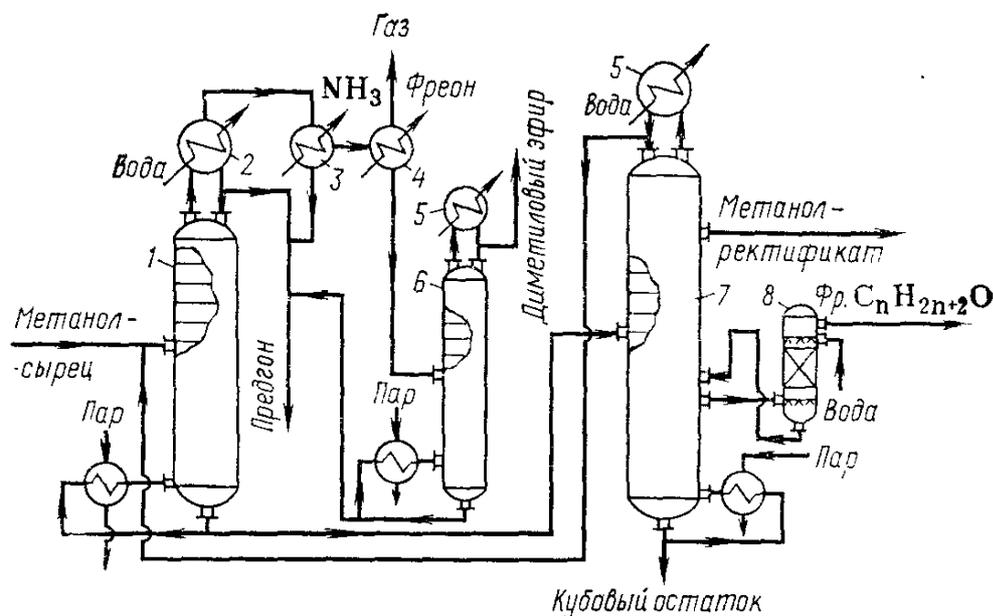


Рисунок 1.2 – Трехколонная схема ректификации метанола-сырца:

1, 6, 7 – ректификационные колонны; 2, 3, 4, 5 – конденсаторы; 8 – экстракционная колонна.

Одноколонная схема ректификации. Процесс выделения метанола-ректификата из метанола-сырца можно условно разделить на две основные стадии: очистка от легколетучих примесей (в основном, с температурой кипения ниже, чем у метанола) осуществляемой в колонне предварительной ректификации, и выделение метанола-ректификата в колонне основной ректификации. По мере улучшения качества вырабатываемого метанола-сырца возникает вопрос о возможности совмещения этих стадий в одну.

Метанол, выделенный по одностадийной схеме из метанола-сырца, полученного на цинк-хромовом катализаторе, по показателям качества также соответствует требованиям 1-го сорта.

Двухстадийная схема. Схема выделения метанола-ректификата высокого качества из метанола-сырца, синтезируемого под давлением 5 МПа, несколько отличается от рассмотренных; специфика этой схемы обусловлена наличием в метаноле-сырце углеводов [2].

Выделяемый по такой схеме метанол-ректификат имеет качественные показатели, превосходящие требования к метанолу высшей категории. Установка разделительного сосуда 4 позволяет снизить содержание углеводов во флегме до 0,05–0,10% (масс.) как на вводе в колонну, так и по высоте укрепляющей части колонны предварительной ректификации и ликвидировать потери метанола с углеводородсодержащей фракцией колонны основной ректификации.

Двухрежимная двухстадийная схема (см. рисунок 1.3). Как известно, система метанол – вода имеет положительное отклонение от закона Рауля и характерным для нее в условиях ректификации метанола является большой прирост концентрации НКК на тарелках в середине исчерпывающей части колонны.

Вариант выделения углеводов из внутренней флегмы имеет два существенных преимущества. Первое – на тарелках, расположенных над точкой отбора флегмы, идет укрепление паров по низкокипящим компонентам, в предгоне колонны содержится всего лишь 0,5–2% (масс.) воды и нет необходимости в дополнительном укреплении в колонне «метанол–масло–вода». Второе – снижается коррозионность среды вверху колонны.

Вода выводится из куба, метанол-ректификат – в виде верхних боковых отборов. Колонна 6 работает под давлением 0,25–0,30 МПа, при флегмовом числе 1,7–1,8, а колонна 5 – при давлении, близком к атмосферному и флегмовом числе 1,0–1,1. Тепло конденсации паров колонны 6 используется для процесса в колонне 5.

Получение в колонне 6 метанола с низким содержанием этанола связано с повышенными энергетическими затратами. Поэтому в рассматриваемой схеме «безэтанольный» метанол-ректификат целесообразно получать на колонне 5. Потребность в таком метанола составляет не более 15%, что рассматриваемая схема обеспечивает.

При наличии низкопотенциального вторичного тепла может оказаться целесообразной работа обеих колонн основной ректификации под давлением, близком к атмосферному, с использованием этого тепла в колонне 5 либо в колоннах 5 и 6 одновременно.

В колонне 1 примеси окисляемых углеводородов традиционно отводятся с предгоном, отбираемым от дистиллята; примеси парафиновых углеводородов выделяются из потока внутренней флегмы, отбираемой на 3–4 тарелки ниже тарелки ввода флегмы после разбавления ее водой и расслоения в сосуде 3.

Во флегме, подаваемой в верхнюю часть колонны 1, содержится повышенное количество диоксида углерода. Диоксид углерода образует с водой угольную кислоту и, соответственно, коррозионную среду.

В воднометанольном растворе, содержащем 0,5–3,0% (масс.) воды, угольная кислота образуется в следовых количествах. В разделительный сосуд 3 может отводиться додекан-тридекановая фракция из колонн 5 и 6. Предгон колонн основной ректификации возвращается в колонну 1.

На основании выполненного обзора принимаем двухстадийную двухрежимную технологическую схему, используемую в установках производства метанола под давлением 5 МПа.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

В тарельчатых аппаратах (см. рисунок 1.4, а) контакт между фазами происходит при прохождении пара (газа) сквозь слой жидкости, находящейся на контактном устройстве (тарелке) жидкостью осуществляется на поверхности специальных насадочных тел, а также в свободном пространстве между ними [1].

Насадочные колонны представляют собой аппараты, загруженные насадкой – твердыми телами различной формы; при наличии насадки увеличивается поверхность соприкосновения газа и жидкости.

В тарельчатых колоннах перелив жидкости с тарелки на тарелку осуществляется при помощи специальных устройств – сливных трубок, карманов и т. п. Нижние концы трубок погружены в стакан на нижерасположенных тарелках и образуют гидравлические затворы, исключающие возможность прохождения газа через сливное устройство.

В зависимости от скорости газа и плотности орошения различают три основных гидродинамических режима работы барботажных тарелок: пузырьковый, пенный и струйный, или инъекционный. Эти режимы отличаются структурой барботажного слоя.

В зависимости от конструкции устройств для ввода пара в жидкость различают ситчатые (дырчатые), колпачковые, клапанные, язычковые (чешуйчатые) и другие типы тарелок. Рассмотрим особенности работы барботажной тарелки на примере колпачковой тарелки с круглыми колпачками, схема которой приведена на рисунке 1.5.

Жидкость поступает на полотно тарелки из переливного устройства и течет от приточной стороны тарелки к сточной, при этом на тарелке возникает градиент уровня жидкости. Стенка переливного устройства погружена в жидкость, находящуюся на нижележащей тарелке, что обеспечивает в колонне соответствующий гидравлический затвор, исключающий возможность прохождения паров через переливное устройство.

Уровень жидкости в переливном устройстве выше уровня жидкости на тарелке, что обеспечивает необходимый расход жидкости.

2 Технологический раздел

2.1 Описание технологической схемы и проектируемого оборудования

Схема выделения метанола-ректификата высокого качества из метанола-сырца, синтезируемого под давлением 5 МПа, показана на рисунке 2.1. [2]

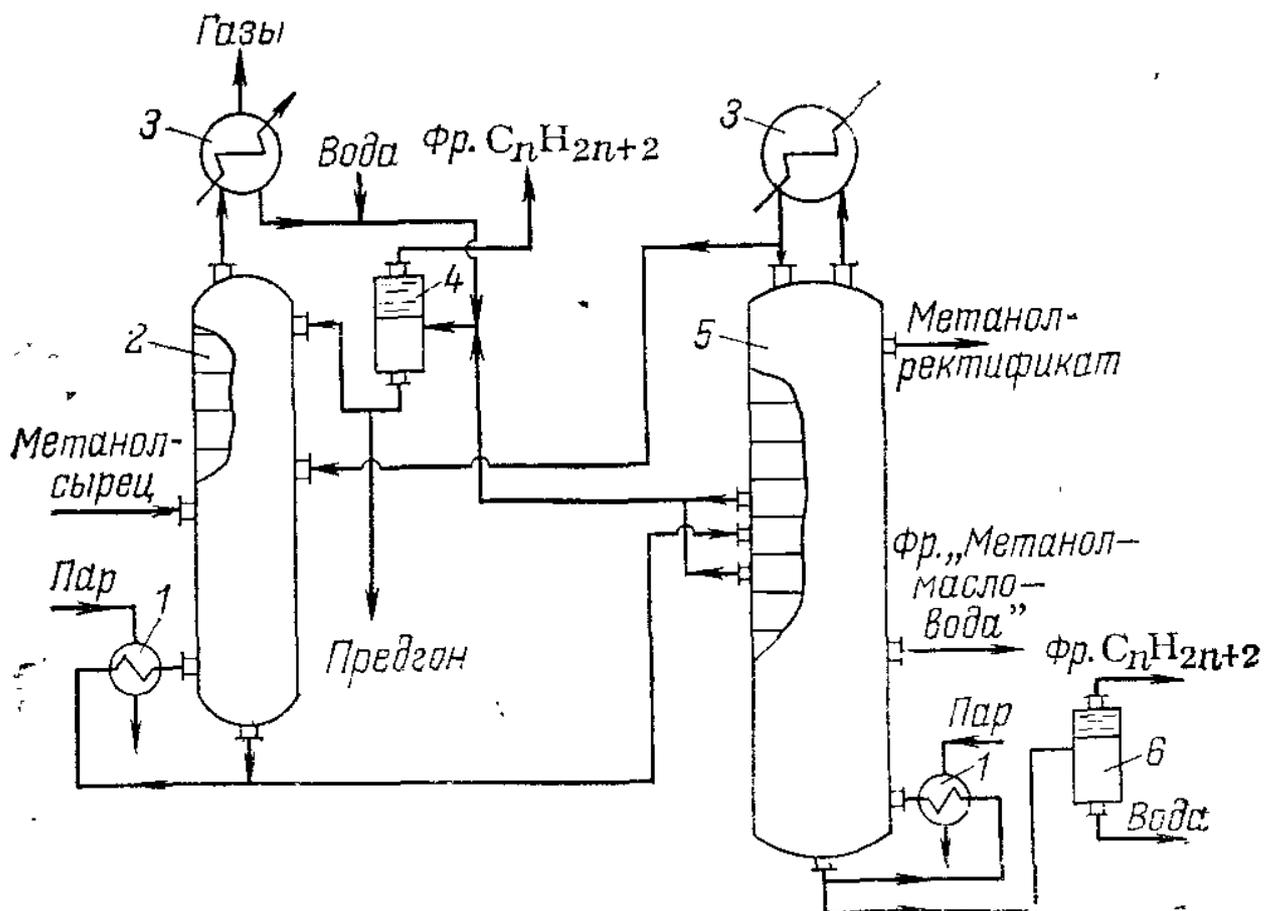


Рисунок 2.1 – Схема однорежимной двухстадийной ректификации:

1 – испарители; 2 – колонна предварительной ректификации; 3 – конденсаторы; 4, 6 – разделительные сосуды; 5 – колонна основной ректификации,

Исходный метанол-сырец (после нейтрализации органических кислот при изготовлении оборудования из углеродистой стали), подогретый до температуры кипения, подается в колонну 2 предварительной ректификации. С верха колонны выходят пары, содержащие часть неокисленных углеводородов и легколетучие окисленные углеводороды. После конденсации в конденсаторе 3 и смешения с водой они расслаиваются в разделительном сосуде 4 на два слоя. Водный слой

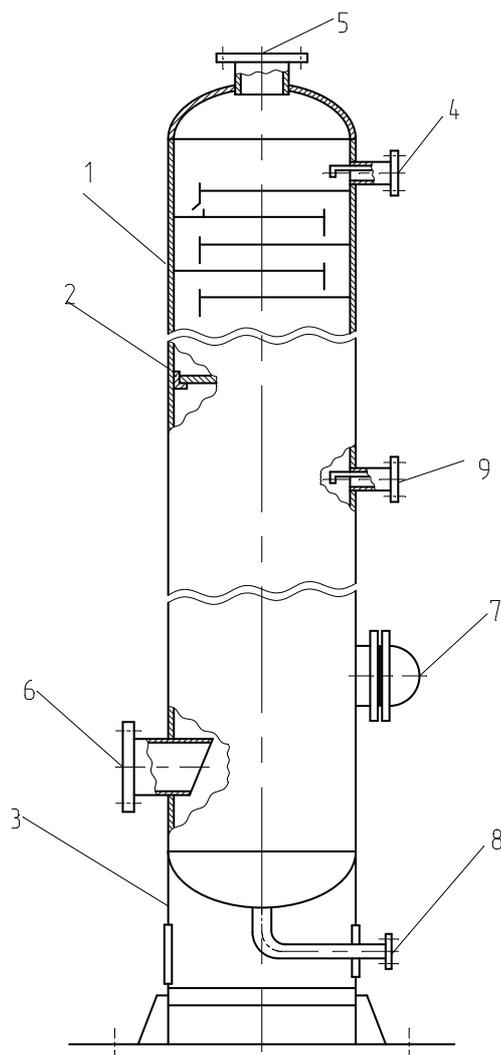


Рисунок 2.2 – Схема проектируемой ректификационной колонны:

1 – корпус колонны; 2 – тарелка; 3 – опора; 4 – штуцер ввода холодного орошения; 5 – штуцер отвода дистиллята; 6 – штуцер ввода горячего орошения; 7 – люк; 8 – штуцер отвода остатка; 9 – штуцер ввода исходного сырья.

Отбор паров дистиллята осуществляется через штуцер 5 в верхнем днище колонны. Ввод холодного орошения идет через штуцер 4, расположенный над верхней тарелкой колонны.

Из кубовой части колонны отбирается остаток через штуцер 8, часть которого направляется в кипятыльник и далее снова вводится в колонну в качестве горячего орошения через штуцер 6.

Колонна содержит две секции – отгонную нижнюю и концентрационную верхнюю. В каждой секции установлены колпачковые тарелки.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

w – фактор ацентричности компонента.

Решение уравнения (2.3) возможно только в числовом виде. График этого уравнения для режимных параметров питательной секции показан на рисунке 2.4.

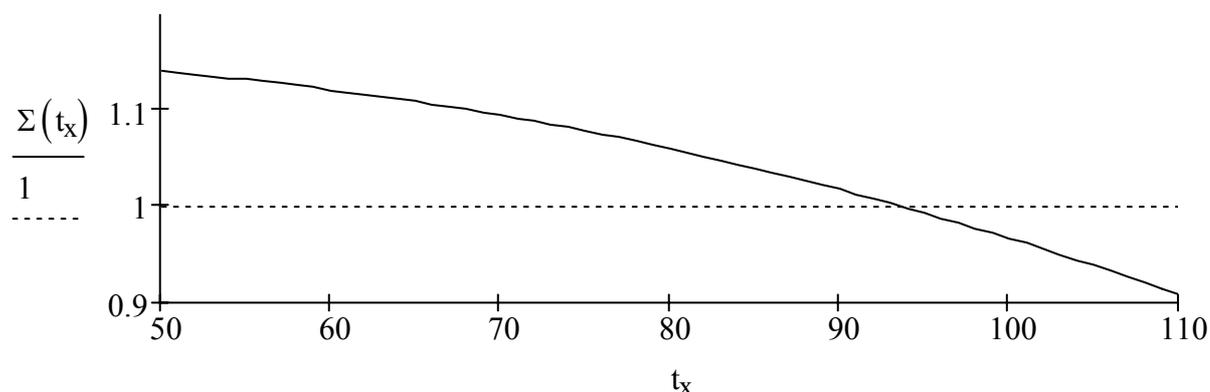


Рисунок 2.4 – График уравнения (2.3) для питательной секции

В соответствии с этим графиком, температура сырья в питательной секции составляет

$$t_L = 93,5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Состав жидкой фазы после однократного испарения в питательной секции рассчитывается по уравнению

$$X_{Ci} = \frac{X_{Li}}{1 + e \left(\frac{P_{Vi}}{P_L} - 1 \right)}. \quad (2.4)$$

Состав равновесной паровой фазы

$$Y_{Ci} = X_{Ci} \frac{P_{Vi}}{P_L}. \quad (2.5)$$

Количества паровой и жидкой фазы после однократного испарения определяются по уравнениям

$$V_C = L e; \quad (2.6)$$

$$G_C = L (1 - e). \quad (2.7)$$

Соответственно расходы компонентов в жидкой и паровой фазе после однократного испарения в питательной секции

$$VV_{Ci} = V_C Y_{Ci};$$

$$VG_{Ci} = G_C X_{Ci}.$$

Уточненный расход компонентов дистиллята

$$VD := \begin{pmatrix} 465.68 \\ 0.23 \\ 1.17 \\ 0.01 \end{pmatrix} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} .$$

Мольный расход компонентов остатка определяется из материального баланса колонны

$$V_{Ri} = V_{Li} - V_{Di} . \quad (2.8)$$

Результаты расчета по формуле (2.8)

$$VR = \begin{pmatrix} 1.19 \\ 276.99 \\ 0.09 \\ 0.06 \end{pmatrix} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} .$$

Мольный расход дистиллята

$$D = \sum V_{Di} , \quad (2.9)$$

Расчеты по формуле (2.9)

$$D = 467.09 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} .$$

Мольный расход остатка

$$R = \sum V_{Ri} , \quad (2.10)$$

Расчеты по формуле (2.10)

$$R = 278.33 \frac{\text{кмоль}}{\text{ч}} .$$

Мольные составы продуктов колонны определяются по формулам

$$Y_{Di} = \frac{V_{Di}}{D} ; \quad (2.11)$$

$$X_{Ri} = \frac{V_{Ri}}{R} . \quad (2.12)$$

Результаты расчета по формулам (2.11) и (2.12).

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

2.2.4 Расчет флегмового и парового чисел

Минимальное флегмовое число, соответствующее минимальной разделяющей способности тарелок, определяется по формуле:

$$R_{p_{\min}} = \sum \left(\frac{\varphi Y_{Di}}{\alpha_i - \varphi} \right), \quad (2.16)$$

где параметр φ находится из соотношения:

$$\sum \left(\frac{\alpha_i X_{Li}}{\alpha_i - \varphi} \right) = e. \quad (2.17)$$

Рабочее флегмовое число, соответствующее оптимальной способности тарелок, рассчитывается по формуле:

$$R_p = 1,35 R_{p_{\min}} + 0,35. \quad (2.18)$$

Рабочее паровое число рассчитывается из материального баланса питательной секции по формуле:

$$S_p = \frac{D R_p + L (1 - e)}{R} - 1. \quad (2.19)$$

2.2.5 Определение места ввода питания

Число тарелок в отгонной секции находится методом приближений. В первом приближении считается, что число тарелок в секции N_o равно половине числа теоретических тарелок с округлением в большую сторону. Затем выполняют уточнение числа тарелок. Если уточненное значение совпадает с принятым, расчет считается завершенным. Иначе рассчитанное значение N_o принимают как исходное и повторяют вычисления.

Число тарелок в концентрационной секции

$$N_k = N_t - N_o. \quad (2.20)$$

Далее ориентировочно принимают среднее гидравлическое сопротивление тарелок в секциях (величина подлежит уточнению в гидравлическом расчёте) и рассчитывают давление верха P_D и низа P_R по формулам:

$$P_D = P_L - \Delta P_o N_o; \quad (2.21)$$

$$P_R = P_L + \Delta P_k N_k. \quad (2.22)$$

Минимальное число тарелок в отгонной секции:

$$\sum X_{Ri} \frac{P_{Vi}}{P_R} = 1. \quad (2.27)$$

График функции при (2.27) режимных параметрах куба колонны показан на рисунке 2.6.

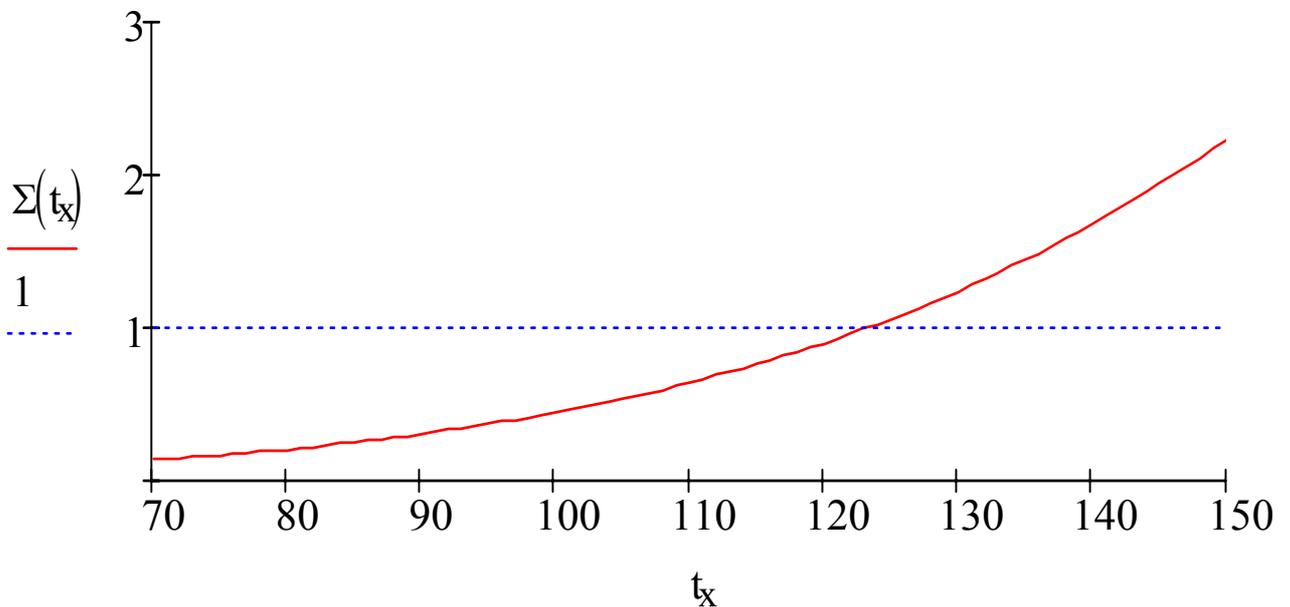


Рисунок 2.6 – График функции (2.27) при режимных параметрах куба колонны

В соответствии с этим графиком, температура куба колонны

$$t_D = 123,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

2.2.7 Потарелочный расчет

После определения режимных параметров верха и низа колонны и числа тарелок в каждой секции выполняют потарелочный расчет. Программы для потарелочного расчета секций колонны приведены на рисунке 2.5.

В результате работы этих программ получают составы паровой фазы на каждой тарелке колонны. Полученные данные показаны в графическом виде на рисунке 2.6 и 2.7.

По этим рисункам видно, что выбранное количество тарелок и флегмовое число обеспечивают достаточно качественное выделение из смеси метанола.

Состав пара, поднимающегося с верхней тарелки отгонной секции – это последняя строка матрицы составов отгонной секции.

где $\Delta P_{\text{ст}}$ – сопротивление сухой тарелки, Па;

ΔP_{σ} – сопротивление от сил поверхностного натяжения, Па.

Сопротивление сухой тарелки

$$\Delta P_{\text{ст}} := \xi \cdot \frac{w_{\text{пр}}^2 \cdot \rho_{\Gamma}}{2}, \quad (2.35)$$

где $\xi = 4,7$ – коэффициент сопротивления для колпачковых тарелок [4]

$w_{\text{пр}}$ – скорость газа в прорезях колпачков

$$w_{\text{пр}} := 0.6 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot g \cdot h_{\text{пр}}}{\rho_{\Gamma}}}. \quad (2.36)$$

Гидравлическое сопротивление от сил поверхностного натяжения

$$\Delta P_{\sigma} := \frac{4 \cdot \sigma}{d_3}, \quad (2.37)$$

где σ – поверхностное натяжение воды, $\sigma = 7,28 \times 10^{-3}$ Н/м;

d_3 – эквивалентный диаметр прорези;

$\Delta P_{\text{гж}}$ – гидравлическое сопротивление газожидкостного слоя на тарелке, определяемое по формуле

$$\Delta P_{\text{гж}} := 1.3 \cdot g \cdot k \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot \left(h_{\text{пр}} + \frac{e}{2} + \Delta h \right), \quad (2.38)$$

где k – отношение плотности пены к плотности чистой жидкости, при расчетах принимают $k = 0,5$ [4];

$\rho_{\text{ж}}$ – плотность жидкости на тарелке, кг/м³;

$e = h_{\text{к}} - h_{\text{пр}}$ – расстояние от верхнего края прорезей до сливного порога;

$\Delta h = h_{\text{п}} - h_{\text{пер}}$ – высота перепада уровня жидкости, м;

$h_{\text{п}}$ – высота газожидкостного слоя

$$h_{\text{п}} := \frac{h_0}{1 - \varepsilon}, \quad (2.39)$$

где h_0 – высота уровня спокойной (невспененной жидкости), м;

ε – газосодержание слоя

$$\varepsilon := \frac{\sqrt{\text{Fr}}}{1 + \sqrt{\text{Fr}}}, \quad (2.40)$$

Высоты отгонной и концентрационной секций определяются по формуле:

$$H = (N - 1) h_r,$$

где N – число действительных тарелок в секции; h_r – расстояние между тарелками в секции, м. Высота эллиптического днища $H_{\text{дн}} = 0,25D_k$.

2.2.12 Расчет вспомогательного оборудования

Выполним расчет теплообменника-испарителя для кубовой жидкости.

Расчет теплообменника ведется по алгоритму, приведенному в [4, 5]. В качестве горячего теплоносителя принимаем водяной пар давлением 0,6 МПа (температура 160 °С). В задачу расчета входит определение требуемой поверхности теплообмена. При известных количествах переданного тепла Q , средней разности температур между теплообменивающими средами Δt_{cp} и коэффициенте теплопередачи K поверхность теплообмена определяется из уравнения

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{\text{cp}}}. \quad (2.46)$$

Для тонкой стенки коэффициент теплопередачи определяется из уравнения

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}; \quad (2.47)$$

где α_1 и α_2 — коэффициенты теплоотдачи с каждой стороны стенки Вт/(м²·К);

δ — толщина отдельных слоев стенки, м;

λ — коэффициент теплопроводности слоев стенки, Вт/(м·К).

Опуская процесс промежуточных вычислений, получим значение требуемой поверхности теплообмена

$$F = \frac{3,506 \times 10^7}{680 \times 30} = 477 \text{ м}^2.$$

По справочным данным, приведенным в [4], выберем вертикальный одноходовый теплообменник со следующими параметрами: поверхность теплообмена $F = 494 \text{ м}^2$, наружный диаметр кожуха $D = 1200$ мм, тип труб $d \times s = 25 \times 2$ мм, число ходов по трубному пространству $n = 2$, общее число труб $N = 1048$, высота теплообменника $H = 6$ м.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

3.3 Расчет обечайки

Выполним расчет нижней части обечайки. Схема к расчету обечайки приведена на рисунке 3.2.

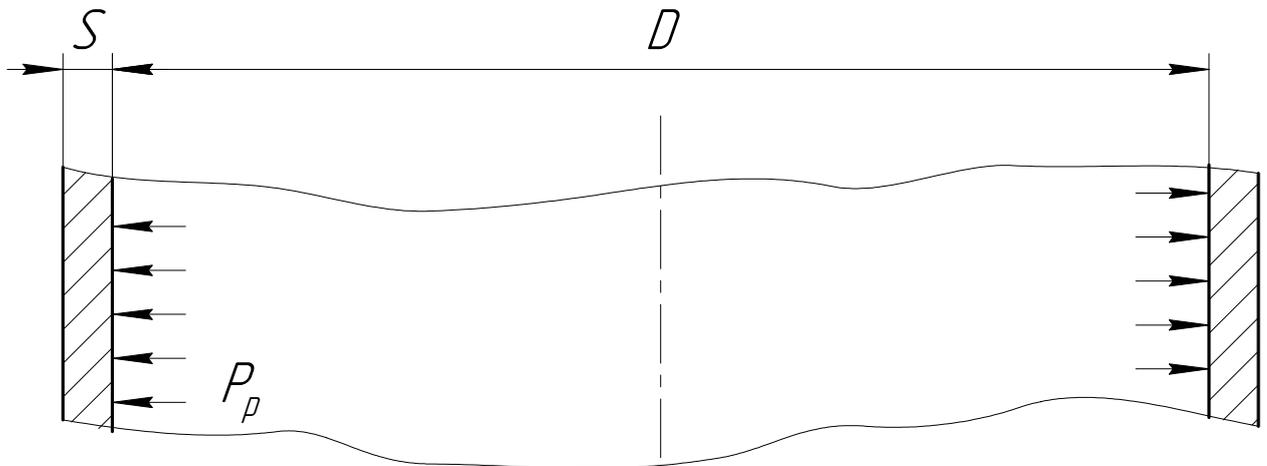


Рисунок 3.2 – К расчету обечайки колонны

Исполнительную толщину стенки s цилиндрической обечайки определяют по формуле

$$s_p = \max \left(\frac{p_p D}{2\varphi[\sigma] - p_p}; \frac{p_n D}{2\varphi[\sigma]_n - p_n} \right); \quad (3.7)$$

$$s = s_p + c + c_0, \quad (3.8)$$

где p_p – расчетное давление в аппарате, МПа;

p_n – давление при гидроиспытаниях, МПа;

D – внутренний диаметр аппарата, $D = 2600$ мм;

φ – коэффициент прочности сварных швов стальных аппаратов, для автоматической сварки под слоем флюса $\varphi = 1,00$ [8, т. 1.7];

s_p – расчетная толщина стенки цилиндрической обечайки, мм;

c – прибавка к расчетной толщине, мм;

c_0 – прибавка на округление размера до стандартного значения, мм.

Расчетное давление в аппарате

$$p_p = p_T + p_G, \quad (3.9)$$

где p_T – технологическое давление в аппарате, $p_T = 0,220$ МПа;

Из соображений жесткости обечайки примем исполнительную толщину стенки цилиндрической обечайки

$$s = 10 \text{ мм.}$$

Допускаемое давление в рабочем состоянии и при испытаниях

$$[p] = \frac{2 \varphi [\sigma](s - c)}{D + s - c} = \frac{2 \times 1,00 \times 201 \times (10 - 0,75)}{2600 + 10 - 0,75} = 1,426 \text{ МПа;} \quad (3.14)$$

$$[p]_{\text{и}} = \frac{2 \varphi [\sigma]_{\text{и}}(s - c)}{D + s - c} = \frac{2 \times 1,00 \times 327 \times (10 - 0,75)}{2600 + 10 - 0,75} = 2,320 \text{ МПа.} \quad (3.15)$$

3.4 Расчет эллиптического днища

Выполним расчет нижнего днища колонны. Схема к расчету приведена на рисунке 3.2

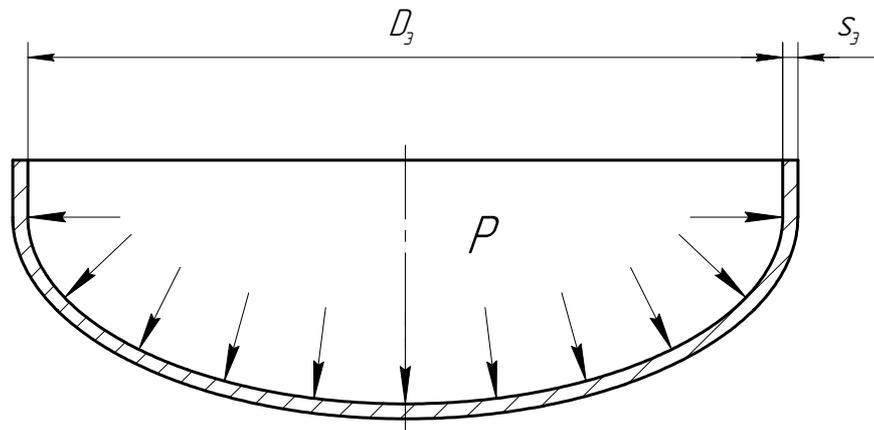


Рисунок 3.3 – Схема к расчету эллиптического днища

Исполнительную толщину стенки стандартного эллиптического днища рассчитывают по формуле

$$s_{\text{эп}} = \max \left(\frac{\frac{p_p D}{2\varphi[\sigma]} - 0,5p_p}{\frac{p_{\text{и}} D}{2\varphi[\sigma]_{\text{и}}} - 0,5p_{\text{и}}} \right) = \quad (3.16)$$

$$= \max \left(\frac{\frac{0,220 \times 2600}{2 \times 1,00 \times 201} - 0,5 \times 0,220}{\frac{0,520 \times 2600}{2 \times 1,00 \times 327} - 0,5 \times 0,520} \right) = \max \left(\frac{1,42}{2,07} \right) = 2,07 \text{ мм;}$$

$$s_{\text{э}} = s_{\text{эп}} + c + c_0 = 2,07 + 0,75 = 2,82 \text{ мм.} \quad (3.17)$$

3.5.5 Определение ветровой нагрузки

Высота участков по высоте аппарата

$$\Delta h := \frac{H}{n} \quad (3.32)$$

Высоты центров тяжести каждого участка

$$h_i := \left(i + \frac{1}{2} \right) \cdot \Delta h \quad (3.33)$$

График для определения коэффициента динамичности [7] приведен на рисунке 3.5.

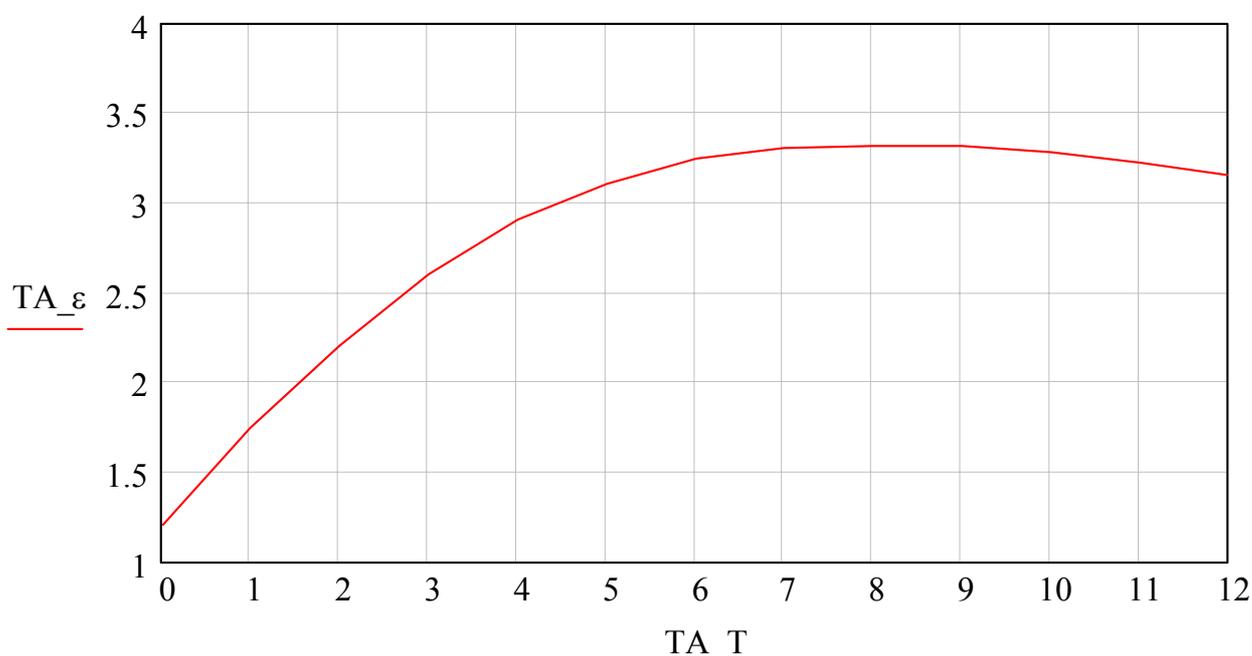


Рисунок 3.5 – График для определения коэффициента динамичности

Коэффициенты динамичности при монтаже и эксплуатации аппарата определяются по этому рисунку в зависимости от периода свободных колебаний

$$\varepsilon_{\text{монт}} := \varepsilon(T_{\text{монт}}) \quad (3.34)$$

$$\varepsilon_{\text{раб}} := \varepsilon(T_{\text{раб}}) \quad (3.35)$$

График для определения коэффициента пульсаций скоростного напора ветра приведен на рисунке 3.6.

Поправочный коэффициент на увеличение скоростного напора ветра для проектируемого аппарата

$$\theta := \Omega_{\theta}(h) \quad (3.39)$$

Силы, действующие на участки аппарата

$$P_{\text{монт}} := \overrightarrow{(0.6 \cdot \beta_{\text{монт}} \cdot q \cdot D \cdot h)} \quad (3.40)$$

$$P_{\text{раб}} := \overrightarrow{(0.6 \cdot \beta_{\text{раб}} \cdot q \cdot D \cdot h)} \quad (3.41)$$

Полученные значения показаны в графическом виде на рисунке 3.8.

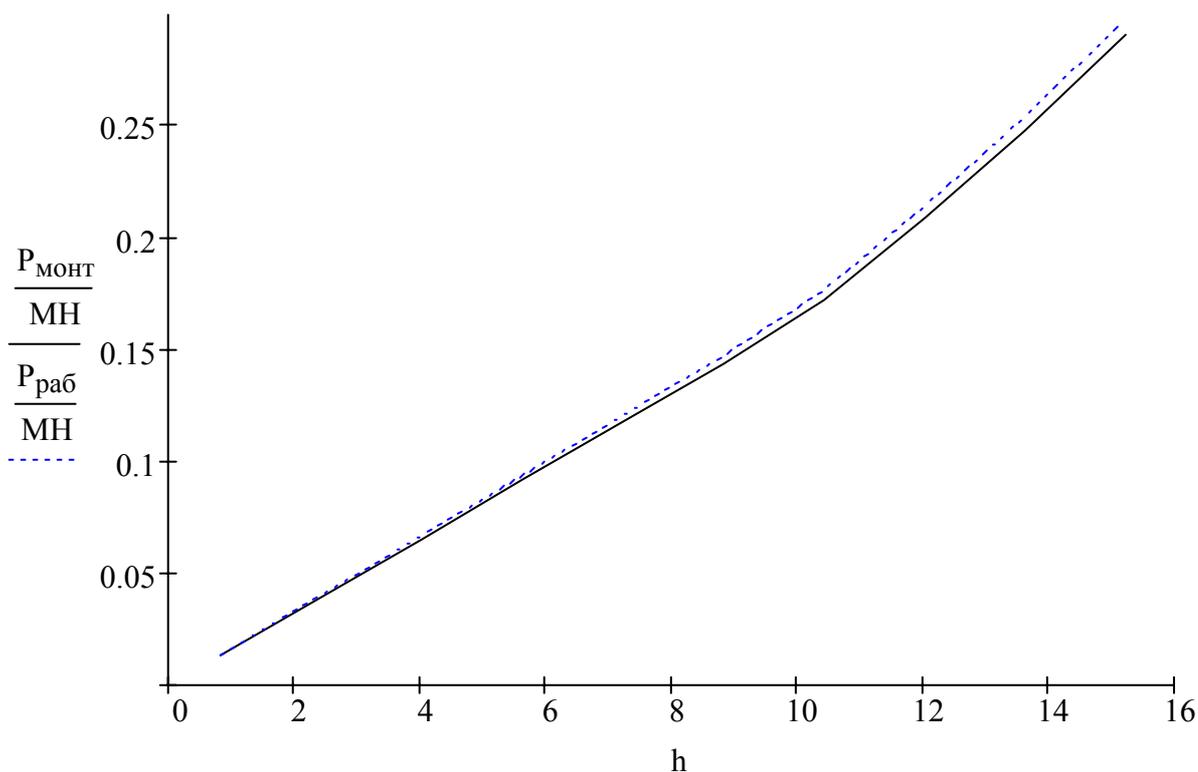


Рисунок 3.8 – Значение силы скоростного напора ветра

Изгибающий момент от ветровой нагрузки относительно основания аппарата

$$M_{\text{монт}} := P_{\text{монт}} \cdot h \quad (3.42)$$

$$M_{\text{раб}} := P_{\text{раб}} \cdot h \quad (3.43)$$

Расчет моментов по этим формулам дает следующие значения

$$M_{\text{монт}} = 15,06 \text{ МН} \times \text{м}$$

$$M_{\text{раб}} = 15,44 \text{ МН} \times \text{м}$$

Максимальный вес аппарата

$$G_{\max} := \max(G_{\text{МОНТ}}, G_{\text{РАБ}}) = \max(0.096, 0.165) = 0.165 \text{ МН.} \quad (3.46)$$

Минимальный изгибающий момент

$$G_{\min} := \min(G_{\text{МОНТ}}, G_{\text{РАБ}}) = \min(0.096, 0.165) = 0.096 \text{ МН.} \quad (3.47)$$

Условный диаметр опоры

$$D_{\text{ОП}} := D = 2.6 \text{ м.}$$

Принимаем ширину внутреннего ребра

$$l_{\text{ВН}} = 150 \text{ мм.}$$

Тогда внутренний диаметр опорного кольца

$$D_2 := D_{\text{ОП}} - 2l_{\text{ВН}} = 2600 - 2 \times 150 = 2300 \text{ мм.} \quad (3.48)$$

Принимаем ширину наружного ребра

$$l_{\text{НАР}} = 300 \text{ мм.}$$

Тогда наружный диаметр опорного кольца

$$D_1 := D_{\text{ОП}} + 2s + 2l_{\text{НАР}} = 2600 + 2 \times 10 + 2 \times 300 = 3220 \text{ мм.} \quad (3.49)$$

Опорная площадь кольца

$$F := \frac{\pi}{4} \cdot (D_1^2 - D_2^2) = \frac{3.14}{4} \times (3.220^2 - 2.300^2) = 3.989 \text{ м}^2. \quad (3.50)$$

Момент сопротивления опорной площади кольца

$$W := \frac{\pi}{32} \cdot \frac{D_1^4 - D_2^4}{D_1} = \frac{3.14}{32} \times \frac{3.220^4 - 2.300^4}{3.220} = 2.424 \text{ м}^3. \quad (3.51)$$

Максимальное напряжение сжатия на опорной поверхности кольца

$$\sigma := \frac{G_{\max}}{F} + \frac{M_{\max}}{W} = \frac{0.165}{3.989} + \frac{15.44}{2.424} = 6.408 \text{ МПа.} \quad (3.52)$$

Принимаем бетонный фундамент марки 100, для которого допускаемое напряжение сжатия составляет 8 МПа.

Допускаемое напряжение на изгиб для материала опоры

$$\sigma_{\text{ИД}} := 450 \text{ МПа.}$$

Номинальная расчетная толщина опорного кольца

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

Тогда диаметр болтовой окружности при $d_6 > 30$ мм

$$D_6 := D + 2s + 4d_6 = 2600 + 2 \times 10 + 4 \times 30 = 2804 \text{ мм.} \quad (3.60)$$

Минимальный наружный диаметр опоры

$$D_1 := D_6 + 3d_6 = 2804 + 3 \times 40 \text{ мм} = 2942 \text{ мм.} \quad (3.61)$$

3.7 Расчет укрепления отверстия

Расчетная толщина стенки обечайки колонны 3 мм, а принятая толщина стенки 10 мм, поэтому отверстия в обечайке можно не укреплять.

Максимальный диаметр отверстия в цилиндрической обечайке, не требующего укрепления

$$d_d := 2 \cdot \left[\left(\frac{s - c_k}{s_p} - 0.8 \right) \cdot \sqrt{2 D_b \cdot (s - c_k)} - c_k \right], \quad (3.62)$$

где s – исполнительная толщина стенки обечайки, $s = 10$ мм;

c_k – прибавка на коррозию, $c_k = 0,75$ мм;

s_p – расчетная толщина стенки, $s_p = 2,07$ мм;

D_b – внутренний диаметр обечайки, $D_b = 2600$ мм.

$$d_d = 2 \times \left[\left(\frac{10 - 0.75}{2.07} - 0.8 \right) \times \sqrt{2 \times 2600 \times (10 - 0.75)} - 0.75 \right] = 1610 \text{ мм.}$$

Максимальный диаметр отверстия в обечайке колонны 500 мм, следовательно укреплять отверстия нет необходимости.

5 Автоматизация оборудования

Автоматизация – применение методов и средств автоматизации для управления производственными процессами.

Управление технологическими процессами с использованием автоматических устройств включает в себя решение следующих основных задач: контроль параметров процессов, регулирование параметров, сигнализацию об отклонениях значений за допускаемые пределы, защиту оборудования в аварийных ситуациях. Автоматическое регулирование позволяет получить высокую производительность при наименьших производственных затратах и высоком качестве продуктов [11].

5.1 Выбор и обоснование параметров контроля и управления

В качестве объекта управления при автоматизации процесса ректификации примем одну из ректификационных установок для выделения товарного метанола из метанола-сырца (колонна основной ректификации), состоящую из насадочной ректификационной колонны, выносного кипятильника, дефлегматора и теплообменника для подогрева исходной смеси, поступающей из колонны предварительной ректификации.

Задача управления процессом ректификации заключается в получении продуктов разделения дистиллята и кубового остатка определенной чистоты при заданной производительности установки и минимальном расходе греющего пара.

Показателем эффективности данного процесса является концентрация метанола в дистилляте, состав остатка не нормируется.

Доля метанола в дистилляте должна поддерживаться постоянной, что является целью управления.

Основными возмущающими воздействиями для колонны является изменение состава, расхода, температуры питания, давления в колонне и давление в линии греющего пара [16].

Производство метанола относится к пожаровзрывоопасным, поэтому выбираем пневматическую систему передачи сигнала на расстояние. Схема автомати-

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

МПа, который передается на показывающий и регистрирующий пневматический прибор ПВ10.1Э, регулирующий орган – обратный клапан.

Контроль температуры сырья, верха и куба колонны ведется с помощью хромель копелевых термопар ТХК-0515, установленных на трубопроводе подачи сырья, на верху и в кубе колонны соответственно. Индикация и регистрация осуществляется с помощью милливольтметра ТГС-711. С помощью преобразующего прибора ЭПП–63 осуществляется подача сигнала на регулирование расхода греющего пара (для сырья), заоложенной воды (для температуры вверху колонны) и греющего пара (для куба).

Уровень жидкости в кубе колонны регулируется расходом кубового остатка. Первичным прибором является буйковый уровнемер УБ-ПА для агрессивных сред с унифицированным пневматическим выходным сигналом, который подается на вторичный прибор ПВ 3.2, показывающий, регистрирующий со станцией управления. Регулирование осуществляется при помощи регулятора системы «СТАРТ» ПР 3.26. Для измерения давления вверху колонны использован сильфонный манометр с пневматическим выходным сигналом МС-П2, сигнал от которого воспринимается вторичным пневматическим прибором ПВ2.2.

Для регистрации расхода сырья используется камерная диафрагма типа ДК, создающая перепад давления на трубопроводе. Диафрагма работает в комплекте с дифманометром ДМ-П1, который преобразует перепад давления в стандартный унифицированный пневматический сигнал, регулирующий орган – обратный клапан. Регулирование осуществляется при помощи регулятора системы «СТАРТ» ПР 3.26.

Контроль концентрации паров дистиллята осуществляется с помощью газоанализатора типа ТП5501 со встроенным преобразователем, поставка его осуществляется в комплекте с вторичным прибором ЭМВ2 – 211А.

Для измерения концентрации остатка выбран датчик ИС-4М, работающий в ректификационных колоннах с агрессивными средами. Пневматический выходной сигнал воспринимается прибором ПВ2.2.

Все использованные приборы занесены в спецификацию (таблица. 5.1).

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

Продолжение таблицы 5.1.

1	2	3	4	5	6	7
4-2			Щит оператора	Милливольтметр, предназначенный для показания и регулирования температуры	ТГС-711	ОАО «Челябинский завод «Теплоприбор»
4-3			Щит преобразователей	Электропневматический преобразователь с выходным сигналом 0,02 – 0,1 МПа	ЭПП – 63	«Энергоприбор» г. Москва
11-1	Температура куба колонны	124 °С	В аппарате	Термопара хромель копелевая с пределом измерения 800 °С, сталь 12Х18Н10Т	ТХК-0515	Приборостроительный завод г. Луцк
11-2			Щит оператора	Милливольтметр, предназначенный для показания и регулирования температуры	ТГС-711	ОАО «Челябинский завод «Теплоприбор»
11-3			Щит преобразователей	Электропневматический преобразователь с выходным сигналом 0,02 – 0,1 МПа	ЭПП – 63	«Энергоприбор» г. Москва
10-1	Давлениеверху колонны	0,22 МПа	В аппарате	Манометр сильфонный с унифицированным пневматическим сигналом 0,02 – 0,1 МПа, класс точности 1	МС – П2	«Манометр» г. Москва
10-2			Щит оператора	Вторичный прибор, показывающий, регистрирующий	ПВ2.2	«Тизприбор» г. Москва
1-1	Расход греющего пара	0,87 м ³ /с	На трубопроводе	Диафрагма камерная, условное давление 0,6 МПа	ДК-150	«Монометр», г. Москва

ДЛП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ

Продолжение таблицы 5.1.

1	2	3	4	5	6	7
5-1	Расход воды	0,64 м ³ /с	На трубопроводе	Диафрагма камерная, условное давление 0,6 МПа	ДК-150	«Монометр», г. Москва
5-2			По месту	Дифманометр преобразует перепад давления и расхода газа в пневматический сигнал с дистанционной передачей 0,02-0,1 МПа	ДМ – П1	«Теплоприбор» г. Рязань
5-3			Щит оператора	Вторичный прибор, показывающий, регистрирующий со станцией управления, расход воздуха 420 л/ч	ПВ 10.1Э	«Тизприбор» г. Москва
5-4			Щит оператора	Регулятор системы «СТАРТ», объемный расход воздуха 12 л/мин	ПР 3.26	Завод приборов г. Устькаменогорск
5-5			На трубопроводе	Обратный клапан, предназначенный для регулирования расхода различных сред. Пропускает пневматический сигнал только в одном направлении, пропускная способность через открытый дроссель не менее 1.0 м ³ /ч, D _y 80 P _y 1.6 МПа	П-ДК-10-1	ООО «ПРИБОР-СЕРВИС»
7-1	Расход флегмы	0,38 м ³ /с	На трубопроводе	Диафрагма камерная, условное давление 0,6 МПа	ДК-150	«Монометр», г. Москва
7-2			По месту	Дифманометр преобразует перепад давления и расхода газа в пневматический сигнал с дистанционной передачей 0,02-0,1 МПа	ДМ – П1	«Теплоприбор» г. Рязань

№

ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ

Продолжение таблицы 5.1.

1	2	3	4	5	6	7
12-4			Щит оператора	Регулятор системы «СТАРТ», объемный расход воздуха 12 л/мин	ПР 3.26	Завод приборов г. Устькаменогорск
12-5			На трубопроводе	Обратный клапан, предназначенный для регулирования расхода различных сред. Пропускает пневматический сигнал только в одном направлении, пропускная способность через открытый дроссель не менее 1.0 м ³ /ч, D _y 80 P _y 1.6 МПа	П-ДК-10-1	ООО «ПРИБОР-СЕРВИС»
6-1	Концентрация метанола в дистилляте	99,8 %	На трубопроводе	Концентратомер с пневматическим выходным сигналом, предназначенный для ректификационных колонн	ИС4-М	ОКБА, г. Воронеж
6-2			Щит оператора	Вторичный прибор, показывающий, регистрирующий со станцией управления, расход воздуха 420 л/ч	ПВ 10.1Э	«Тизприбор» г. Москва
6-3			Щит оператора	Регулятор системы «СТАРТ», объемный расход воздуха 12 л/мин	ПР 3.26	Завод приборов г. Устькаменогорск
9-1	Концентрация остатка		Низ колонны	Концентратомер с пневматическим выходным сигналом, предназначенный для ректификационных колонн	ИС4-М	ОКБА, г. Воронеж

№

ДЛП МАХЛП МДЧ-051 КР 00.00.00 ПЗ

6 Безопасность и экологичность проекта

Цель дипломного проекта – разработка ректификационной колонны для получения синтетического метанола из метанола-сырца, что позволит улучшить качество товарного продукта.

Для достижения этой цели в дипломном проекте предусмотрены следующие мероприятия:

1) проанализированы существующие схемы производства метанола и выбрана установка, обеспечивающая наиболее полное превращение исходных реагентов в метанол (см. раздел 1);

2) выполнены расчеты, определяющие оптимальные параметры для процесса ректификации (см. раздел 2);

3) для предотвращения разрушения аппарата в рабочих условиях выполнены соответствующие расчеты на прочность (см. раздел 3);

4) для обеспечения безопасного монтажа выполнены расчеты и в соответствии с ними выбрана такелажная оснастка (см. раздел 4);

5) выбрана система контроля и автоматизации оборудования, что обеспечивает безопасность обслуживающего персонала и достижение заданной степени очистки при изменяющихся условиях работы аппарата (см. раздел 5);

6) результаты экономических расчетов подтвердили эффективность принятых решений (см. раздел 7);

Результаты дипломного проекта будут реализованы в природно-климатических условиях города Невинномыска, где климатические факторы, влияющие на рассеивание загрязняющих веществ в атмосфере, приняты согласно данным Ставропольского краевого центра по гидрометеорологии: средняя максимальная температура наиболее жаркого месяца $T_{л} = 29,1^{\circ} \text{C}$; средняя максимальная температура наиболее холодного $T_{з} = -4^{\circ} \text{C}$.

Скорость ветра (V) по средним многолетним данным, повторяемость превышения которой составляет 5 %, равна 8-9 м/с. Господствующее направление ветра - восточное, составляет 26%.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

поражение сетчатки глаза и зрительного нерва, а иногда наступает неизлечимая слепота.

Метиловый спирт нарушает окислительные процессы и кислотно-щелочное равновесие в клетках и тканях. В результате этого наступает ацидоз.

Отравление метиловым спиртом в ряде случаев заканчивается смертью. Опасность появления слепоты возникает уже после приема 4—15 мл метилового спирта. Смертельная доза принятого внутрь метилового спирта составляет 30—100 мл.

Смерть наступает в результате остановки дыхания, отека головного мозга и легких, коллапса или уремии. Местное действие метилового спирта на слизистые оболочки проявляется сильнее, а наркотическое действие — слабее, чем у этилового спирта.

Одновременное поступление метилового и этилового спиртов в организм уменьшает токсичность метилового спирта. Это объясняется тем, что этиловый спирт уменьшает скорость окисления метилового спирта почти на 50 %, а следовательно, и уменьшает его токсичность.

Метиловый спирт, поступивший в организм, распределяется между органами и тканями. Наибольшее количество его накапливается в печени, а затем в почках. Меньшие количества этого спирта накапливаются в мышцах, жире и головном мозгу.

Метаболитом метилового спирта является формальдегид, который окисляется до муравьиной кислоты. Часть этой кислоты разлагается на оксид углерода (IV) и воду.

Некоторое количество метилового спирта, не подвергшегося метаболизму, выделяется с выдыхаемым воздухом. Он может выделяться с мочой в виде глюкуронида. Однако с мочой могут выделяться и небольшие количества неизмененного метилового спирта. Метиловый спирт окисляется в организме медленнее, чем этиловый спирт.

При заключении об отравлении метиловым спиртом следует иметь в виду, что в организме (в норме) может содержаться 0,01—0,3 мг % метилового спирта.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

$$\Delta P_{\phi} = \frac{22}{2,69 \cdot \sqrt{\lg 2,69 + 0,158}} = 10,7 \text{ кПа.}$$

Для разрушения армированного деревянных строений 10...20 кПа, кирпичных зданий 25...30 кПа, для железобетонных конструкций стен цеха 100...150 кПа. Таким образом, оценив степень разрушения, необходимо позаботиться о безопасности эксплуатации промышленного объекта.

Рассчитаем предохранительную мембрану для реактора синтеза уксусной кислоты. Широко используются разрывные мембраны, изготавливаемые из тонколистового проката. Конструктивное оформление зажима мембраны может быть различным шип – паз, конический или линзовый зажим (рисунок 6.1).

При нагружении рабочим давлением мембрана испытывает большие пластические деформации и приобретает ярко выраженный купол, по форме очень близкий к сферическому сегменту. Чаще всего куполообразную форму мембране придают заранее при изготовлении, подвергая ее нагружению давлением, составляющим около 90 % разрывного. При этом фактически исчерпывается почти весь запас пластических деформаций материала, поэтому еще больше увеличивается быстродействие мембраны [10].

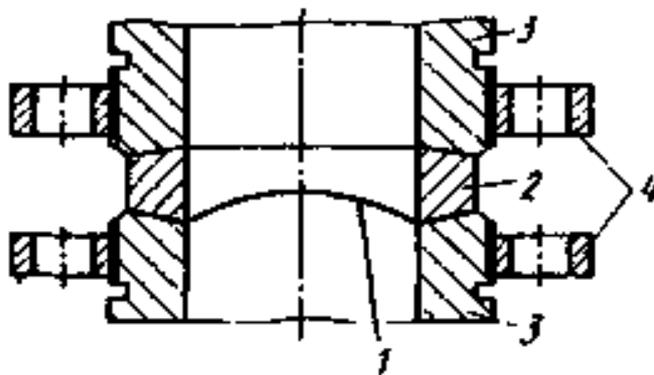


Рисунок 6.1 – Линзовый зажим разрывной мембраны:

1 – мембрана, 2 – коническая шайба, 3 – торцы сбросной магистрали, 4 – соединительные фланцы.

Разрывное давление P_c , МПа, такой оболочки (давление срабатывания мембраны):

		N				
ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ						

6.3 Защита персонала и территории в чрезвычайных ситуациях

В соответствии с законами Российской Федерации: «О гражданской обороне», «О защите населения и территорий от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера», Постановлением Правительства Российской Федерации «О единой государственной системе предупреждения и ликвидации чрезвычайных ситуаций» необходимо: создание системы подготовки персонала к адекватным действиям в чрезвычайной ситуации, а также материальных и финансовых резервов.

Подготовка персонала в действиях чрезвычайной ситуации в мирное время производят через систему гражданской обороны.

Основные задачи гражданской обороны:

1. Защита населения от оружия массового поражения и других средств нападения. Осуществляется проведением комплекса защитных мероприятий. "Г
2. Повышение устойчивости работы объектов и отраслей народного хозяйства в условиях военного времени. Достигается заранее проведёнными мероприятиями (организационные, инженерно-технические и др.).
3. Проведение спасательных и неотложных аварийно-восстановительных работ в очагах поражения и зонах затопления.

Наиболее полное и организационное выполнение мероприятий ГО на предприятии достигается заблаговременной разработкой плана мероприятий. Он представляет собой заранее разработанный перечень мероприятий. В нём определяется объём, организация и порядок выполнения возложенных на неё задач. План разрабатывается текстуально с предложением в виде графиков и таблиц.

В случае объявления воздушной тревоги (сигнал по радио, сирены, прерывистые гудки) персонал должен действовать в соответствии с предусмотренным планом: выключить оборудование и покинуть производство в специально отведённые места для укрытия.

Финансирование мероприятий по защите персонала и территории в чрезвычайных ситуациях производится из местных резервов. Мероприятия, предлагаемые в дипломном проекте, позволяют считать его безопасным и экологичным.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

Для планирования, учета и калькулирования себестоимости продукции использован налоговый кодекс Российской Федерации в соответствии с которым, расходы, в зависимости от их характера, условий осуществления и направлений деятельности организаций, подразделяются на расходы внереализационные, а также связанные с производством и реализацией. Если некоторые затраты с равными основаниями могут быть отнесены одновременно к нескольким группам расходов, то организация вправе самостоятельно определить к какой именно группе он отнесет какие расходы.

7.3 Обоснование производственной мощности

Производственная мощность – это максимально возможный выпуск продукции за единицу времени при заданной номенклатуре и ассортименте при полном использовании производственного оборудования и площадей, с учетом применения передовой технологии, улучшения организации производства и труда, обеспечение высокого качества продукции.

Производственная мощность предприятия:

$$M = T_m \Pi = 3900 \times 330 = 1287000 \text{ т/год,}$$

где $T_m = 330$ дн. – максимально возможный годовой фонд времени работы оборудования;

$\Pi = 3900$ т/сут – производительность одной единицы оборудования, в натуральном выражении.

Фактический объем производства аналога составляет 1250000 т/год. Фактический объем проектируемого производства по результатам технологического расчета составляет

$$Q = 1250000 \text{ т/год.}$$

Уровень использования мощностей за определенный промежуток времени:

$$K_{\text{факт}} = \frac{Q}{M} = \frac{1250000}{1287000} = 97.1\%$$

7.4 Организация труда и расчет заработной платы.

Расчет штатов и фонда заработной платы произведен отдельно по:

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

норма прибыли. Именно они в конечном итоге характеризуют эффективность проектного решения.

Рентабельность производства продукции:

$$РПП = \frac{\Pi}{C_{п}}, = 767750000 / 1482250000 = 25,23 \%,$$

где Π – чистая или валовая прибыль;

$C_{п}$ – себестоимость продукции.

Общая рентабельность производственных фондов:

$$РПФ = \frac{\Pi}{ПФ_{ср}} = 767750000 / 2250880000 = 34,11\%,$$

где $ПФ_{ср}$ – среднегодовая стоимость производственных фондов (сумма среднегодовой стоимости основных производственных фондов и нормируемых оборотных средств).

Общая эффективность капитальных вложений может быть определена по формуле

$$E_n = \frac{\Delta\Pi}{K}$$

где $\Delta\Pi$ – прирост прибыли за счет вложения инвестиций;

K – капитальные вложения.

Величина обратная эффективности называется сроком окупаемости капитальных вложений и определяется по формуле:

$$E_n = \frac{(C_1 - C_2) \cdot V_2}{K} = \frac{(1283,1 - 1185,8) \times 1250000}{272460000} = 0.446$$

$$T_n = \frac{K}{(C_1 - C_2) \cdot V_2} = 1 / 0,430 = 2.24 \text{ г.}$$

где C_1 и C_2 – себестоимость до и после вложения инвестиций;

V_2 – объем выпуска продукции после использования капитальных вложений.

Результаты расчетов сведены в таблицу 7.4.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				

График, показывающий полученные величины, приведен на рисунке 7.1.

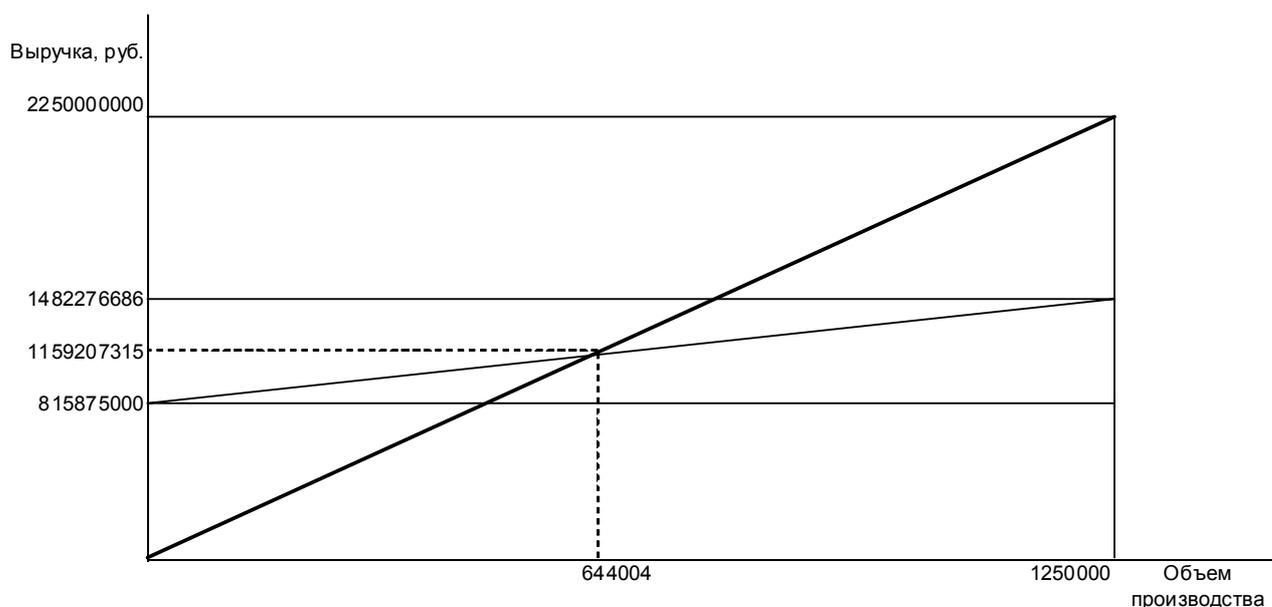


Рисунок 7.1 – График безубыточности

Из графика безубыточности, представленного на рисунке 7.1 видно, что безубыточный объем производства составляет 644004 т.

7.9 Заключение об экономической эффективности

При проектировании оборудования был реализован ряд технологических и конструктивных решений, которые обусловили снижение себестоимости производства на 4,52%, за счет сокращения условно-постоянных расходов, увеличения мощности цеха. Общий прирост прибыли составил 121000000 рублей в год. Срок окупаемости капитальных вложений 2,24 года. При этом учтены убытки, понесенные производством период технического перевооружения. Годовой экономический эффект 121000000 руб. безубыточный объем производства составляет 644004 т.

Список использованных источников

1. Скобло А.И. и др. Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии. – М.: ООО «Недра-Бизнес-центр», 2000. – 677 с.
2. Олевский Технология синтетического метанола
3. Кутепов А. М., Бондарева Т. И., Беренгартен Н. Г., Общая химическая технология, изд. 2-е, перераб. и доп., М.: «Высшая школа», 1990. – 522 с.
4. Павлов К.Ф., Романков А.А., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической технологии». – Л.: Химия, 1981. – 552 с.
5. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию. / Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
6. Тимонин А.С. основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования. Справочник. – Калуга: Изд. Н. Бочкаревой, 2002. Т.1, 852 с., т.2, 1028 с., т.3, 968 с.
7. Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры.– М.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
8. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств. Примеры и задачи / под ред. М.Ф. Михалева.– Л.: Машиностроение, 1984. – 301 с.
9. Матвеев В.В., Крупин Н.Ф. Примеры расчета такелажной оснастки.– Л.: Стройиздат, 1987. – 320 с.
10. Киселев Г.Ф. и др. Система технического обслуживания и ремонта технологического оборудования предприятий по производству минеральных удобрений. Справочник. – М.: Химия, 1991. – 384 с.
11. Полоцкий Л.М., Лапшенков Г.И. Автоматизация химических производств. Теория, расчет и проектирование систем автоматизации. – М.: Химия, 1982. – 296 с.
12. Автоматические приборы, регуляторы и вычислительные системы. Справочное пособие./Под ред. Б.Д. Кошарского. – Л.: Машиностроение, 1976. – 488 с.
13. Сборник законодательных и других нормативных правовых актов по охране труда./Под ред. В.С. Шевцова. – Пятигорск: «Спецпечать», 2002.

					ДП МАХП МДУ-051 КР 00.00.00 ПЗ	
		N				