

Аннотация

Тема: «Разработка проекта отделения конечного охлаждения коксового газа и улавливание бензольных углеводородов для коксохимического завода производительностью 3 млн.т. валового кокса в год»

В данной выпускной квалификационной работе рассматриваются методы улавливание бензольных углеводородов. В первой части рассмотрен аналитический обзор существующих способах производства сырого бензола и основные процессы улавливания. Во второй части были проведены материальные, тепловые расчеты, а также расчет основного аппарата.

Выпускная квалификационная работа содержит 58 страницы пояснительной записки, 1рисунка, 15 таблиц и 4 чертежей формата А-1.

					УБУ. 30000000. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		3

Annotation

Subject: "Development of the project of the final cooling of coke oven gas and capture of benzene hydrocarbons to coke plant capacity of 3 million tons gross coke per year "

In this final qualifying paper discusses methods of trapping benzene hydrocarbons. The first part deals with an analytical review of existing methods of production of crude benzene and major capture processes. material, thermal calculations, as well as the calculation of the main unit have been carried out in the second part.

Final qualifying work contains 58 pages of the explanatory note, 2 drawing, table 15 and 4 format drawings A-1.

					УБУ. 3000000. ПЗ	Лист
						4
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Оглавление

Введение.....	6-7
1. Технологическая часть.....	8
1.1. Аналитический обзор.....	8
1.1.1. Характеристика готового продукта и сырья.....	8-10
1.1.2. Способы производства сырого бензола.....	11-12
1.2. Теоретические основы технологического процесса.....	13
1.2.1. Физико-химические основы процесса улавливание.....	13-18
1.3. Описание технологической схемы улавливание бензольных углеводородов.....	19-22
2. Технологические расчеты.....	23
2.1. Материальный баланс.....	23-47
2.2. Тепловой баланс.....	48-49
2.3. Расчет основного аппарата.....	50-56
Заключение.....	57
Список используемой литературы.....	58

ВВЕДЕНИЕ

Целью дипломного проекта является разработка отделение конечного охлаждения коксового газа и улавливание бензольных углеводородов для коксохимического завода производительностью 3 млн. тонн валового кокса в год. Для того, чтобы выполнить поставленную цель, необходимо следовать следующим задачам:

1. Рассмотреть и проанализировать литературные источники
2. На основе заданных данных подобрать нужную схему
3. Выполнить материальный и тепловой расчет

Бензольные углеводороды относятся к числу важнейших химических продуктов, которые получают из коксового газа. Они широко применяются в различных областях:

1. Бензол служит исходным веществом для синтеза очень многих органических соединений.

2. Реакцией нитрования получают нитробензол $C_6H_5NO_2$, хлорированием бензола - хлорбензол C_6H_5Cl (растворитель) и другие хлорпроизводные.

3. Бензол используется как исходный продукт при синтезе лекарственных и душистых веществ, разнообразных красителей, мономеров для синтеза высокомолекулярных соединений и т. д.

4. Он применяется также в качестве растворителя и как добавка к моторному топливу в целях улучшения его свойств.

5. Хлорпроизводные бензола и других углеводородов используются в сельском хозяйстве в качестве химических средств защиты растений.

6. Так, продукт замещения в бензоле атомов водорода хлором - гексахлорбензол C_6Cl_6 применяется для сухого протравливания семян пшеницы и ржи против твердой головни.

7. Из галогенопроизводных других углеводородов можно назвать гексахлорбутадиен C_4Cl_6 , аналогичный по строению бутадиену-1,3, необходимый для борьбы с филлоксерой на виноградниках.

					УБУ. 3000000. ПЗ	Лист
						6
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

8. В сельском хозяйстве используется много других ядохимикатов для борьбы с насекомыми.

9. Также бензол используется для уничтожения сорняков, защиты растений от болезней и т. д.

Во всех технически развитых странах наблюдается устойчивый рост потребления бензола, толуола, ксилолов, которые являются основными составляющими сырого бензола.

Бензольные углеводороды получают в нефтехимическом и коксохимическом производствах. Долевое участие нефтехимической и коксохимической промышленности в производстве бензола и его гомологов в зарубежных странах различно и зависит от степени развитости соответствующих производств.

					УБУ. 3000000. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		7

1.ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

1.1.АНАЛИТИЧЕСКИЙ ОБЗОР

1.1.1. ХАРАКТЕРИСТИКА ГОТОВОГО ПРОДУКТА И СЫРЬЯ

Сырой бензол представляет собой бесцветное, сильно преломляющее цвет, легкоподвижное вещество с характерным запахом. Хорошо смешивается с большинством органических растворителей, является хорошим растворителем для жиров, масел, смол, каучука и многих других органических веществ, может смешиваться во всех отношениях со спиртами, эфирами, кетонами. [6]

В виде отдельных примесей в сыром бензоле также содержатся различные придельные и непредельные соединения, фенолы, пиридиновые основания, сернистые. Эти компоненты находятся в коксовом газе в виде паров, извлечение которых может быть произведено различными методами. В промышленной практике наибольшее распределение получили методы извлечения жидкими поглотителями (поглотительными маслами). Выделение сырого бензола производится продувкой предварительного нагретого поглотительного масла острым паром. При этом из него одновременно с бензольными углеводородами выделяется наиболее легкокипящее компоненты, а также та часть нафталина, которая извлекается одновременно с компонентами сырого бензола.[1]

Выход сырого бензола (отгона до 180°) составляет 0,8...1,2 % от сухой шихты. Соответственно этому содержание бензольных углеводородов в газе колеблется в пределах 25-40 г в 1 мЗ.

Пары сырого бензола образуют с воздухом взрывчатую смесь при таких пределах концентрации: нижний предел – 1,4 % по объему, верхний

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.					Технико-экономическое обоснование проектирования отделения конечного охлаждения коксового газа и улавливание бензольных углеводородов	Лит.	Лист	Листов
Провер.							8	
Зав. каф.								
Руковод.								
Утверд.								

предел – 7,5 % по объему.

Сырой бензол – легко воспламеняющаяся жидкость, горящая коптящим пламенем. Чтобы потушить горящий бензол, следует полностью прекратить к нему доступ воздуха, например, покрыть поверхность горящего бензола слоем густой пены.

Сырой бензол не применяется как готовый продукт, а используется как сырьё для получения отдельных компонентов, которые в нем содержатся. Продукты, получаемые ректификацией коксохимического сырого бензола, – бензол чистый, толуол, ксилолы, сольвент, кумароновые смолы и др. – широко применяются в различных отраслях промышленности. Единственным источником получения некоторых из этих продуктов до сих пор является лишь коксохимический сырой бензол; искусственный синтез либо неизвестен, либо на несколько порядков дороже, чем выделение из сырого бензола. Значительные масштабы переработки сырого бензола, постоянно возрастающие требования к качеству бензольных продуктов требуют усовершенствования и интенсификации технологических процессов и аппаратуры, автоматизации процессов, контроля производства и ставит перед работниками коксохимических предприятий и проектных организаций ряд сложных и ответственных задач. Несмотря на то, что на выход и состав сырого бензола влияют очень много факторов, а возможности изменения его состава в желаемом направлении очень ограничены. Это происходит вследствие того, что всегда стремятся поддерживать режим коксовых печей, обеспечивающий высокое качество металлургического кокса, а изменять условия этого режима с целью изменения в желаемом направлении состава сырого бензола нельзя. [6]

Процесс производства сырого бензола – непрерывный.

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		9

Чистый бензол применяется в качестве растворителя и экстрагента различных органических соединений, а также в качестве добавки в авиационное и автомобильное моторное топливо для повышения антидетонационных свойств. Бензол применяется в производстве ряда синтетических материалов: пластических масс, синтетического волокна, синтетического каучука, синтетических моющих средств, ядохимикатов, пестицидов, лаков, красителей, красок и др. Так, например, из стирола и метилстирола, изготовленных на основе бензола, промышленность выпускает некоторые сорта синтетического каучука и пластических масс. К пластмассам и синтетическим смолам, для производства которых в той или иной мере (непосредственно или через полупродукты) требуется бензол, относятся: фенолформальдегидные смолы, полистирол и сополимеры стирола, полиамидные, полиэфирные, эпоксидные, перхлорвиниловые смолы и другие.

					УБУ. 30000000. 01. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		10

1.1.2. СПОСОБЫ ПРОИЗВОДСТВА СЫРОГО БЕНЗОЛА

Компоненты сырого бензола содержатся в коксовом газе в виде паров, улавливание которых может быть произведено с помощью твердых или жидких поглотителей, а также путем вымораживания при повышенных давлениях .

При улавливании бензольных углеводородов в поглотительном масле растворяются пары бензола. Выделение сырого бензола из масла производится продувкой острым паром предварительно подогретого масла.

Улавливание бензольных углеводородов маслом производится в скрубберах, заполняемых преимущественно деревянной (хордовой) или металлической (спиральной) насадкой. В скрубберах масло и газ движутся по принципу строгого противотока. Насыщенное бензолом масло поступает в бензольное отделение, где из него выделяется поглощенный сырой бензол. Лишенное бензола масло после охлаждения снова поступает на улавливание бензола. Таким образом, поглотительное масло постоянно находится в рецикле. Так как с сырым бензолом одновременно выделяется некоторое количество легких погонных масел, то его убыль систематически пополняется соответствующим количеством свежего масла. [1]

Преимущество методов вымораживания и поглощения твердыми поглотителями заключается в получении значительно более чистого сырого бензола из-за отсутствия в нем сольвент-нафты, причем выделение сырого бензола из газа является более полным, чем при улавливании жидкими поглотителями – маслами.

В качестве твердого поглотителя применяется активированный уголь, обладающий мелкопористой структурой с сильно развитой поверхностью.

При пропускании газа через слой активированного угля пары бензольных углеводородов задерживаются в порах последнего до тех пор, пока не наступит насыщение угля бензолом, которое может достигать до 20 процентов без уменьшения его поглотительной способности. Выделяют

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
						11
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

поглощенный бензол продувкой угля острым паром. Достигаемое при применении активированного угля полное улавливание бензола позволяет применять этот метод для целей лабораторного контроля – для количественного определения бензола в газе. Промышленное применение метода очень ограничено, главным образом из-за необходимости тщательной очистки газа от смолы, масел, сероводорода и нафталина и частично из-за высокой стоимости активированного угля.

					УБУ. 30000000. 01. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		12

1.2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА

1.2.1. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ ПРОЦЕССА

УЛАВЛИВАНИЯ

Абсорбция сырого бензола маслом или процессом перехода бензольных углеводородов из газа в масло полностью подчиняется законам Рауля и Дальтона. Парциальное давление паров бензольных углеводородов в газе определяется законом Дальтона:

$$p_6 = C \cdot P,$$

где p_6 – парциальное давление паров бензольных углеводородов; C – объемная концентрация бензольных углеводородов в коксовом газе; P – общее давление газа.

Упругость паров бензольных углеводородов над маслом определяется законом Рауля:

$$p'_6 = C' \cdot P',$$

где p'_6 – упругость паров бензольных углеводородов над маслом; C' – молярное содержание бензольных углеводородов в масле; P' – давление насыщенного пара бензольных углеводородов при данной температуре. [9]

Возможны три случая:

- 1) $p_6 = p'_6$ - состояние равновесия, при котором нет перехода вещества из одной фазы в другую;
- 2) $p_6 < p'_6$ - давление паров бензольных углеводородов над маслом больше, чем парциальное давление в газе; происходит выделение бензольных углеводородов из масла в газ, т.е. переход их из жидкой фазы в газовую;
- 3) $p_6 > p'_6$ - парциальное давление бензольных углеводородов в газе больше, чем давление их над маслом; происходит поглощение бензольных углеводородов маслом, т.е. переход их из газовой фазы в жидкую.

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
						13
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

На практике имеет место случай, когда парциальное давление бензольных углеводородов в газе больше, чем давление их над маслом; происходит поглощение бензольных углеводородов маслом, т. е. переход их из газовой фазы в жидкую.

На практике имеет место именно третий случай; при этом чем больше разность между $P_б$ и $P'_б$, тем легче и быстрее происходит процесс абсорбции. Разность между $P_б$ и $P'_б$ является движущей силой абсорбции. Для скрубберной установки движущая сила процесса абсорбции Δp_{cp} оценивается по формуле

$$\Delta p_1 = p_1 - p'_2$$

$$\Delta p_2 = p_2 - p'_1$$

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p_1}{2,303 \lg \frac{\Delta p_1 - \Delta p_2}{\Delta p_2}}$$

Для увеличения движущей силы процесса абсорбции и уменьшения потерь необходимо, чтобы упругость паров бензольных углеводородов над поступающим для улавливания маслом была невелика. Увеличение количества масла снижает концентрацию бензола в нем и тем самым также повышает движущую силу абсорбции.[9]

В самом общем виде процесс абсорбции подчиняется уравнению

$$G = K F \Delta p_{cp}$$

где G – количество уловленного бензола кг/час; K – коэффициент абсорбции выражающий количество уловленного бензола в 1 час с 1 м^2 поверхности насадки при движущей силе процесса 1 мм рт. ст.; Δp_{cp} -- среднелогарифмическая разность давлений мм рт. ст.; F – поверхность орошения насадки, м^2 .

				УБУ. 3000000. 01. ПЗ		Лист
						14
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

При расчете необходимой поверхности орошения насадки уравнение принимает вид

$$F = \frac{G}{K \Delta p_{cp}},$$

Необходимая поверхность орошения прямо пропорциональна количеству улавливаемого бензола и обратно пропорциональна движущей силе абсорбции и величине коэффициента абсорбции.

Для того чтобы необходимая поверхность абсорбции была невелика (увеличение поверхности вызывает необходимость увеличения количества скрубберов) коэффициент абсорбции и движущая сила процесса абсорбции должны иметь предельно допустимые значения.

Величина коэффициента абсорбции зависит от свойств применяемого поглотителя, температуры и условий ведения процесса, основное из которых скорость газа. В современных скрубберах турбулентность газового потока достигается расположением насадки, обеспечивающим сложный и извилистый путь газового потока, и скоростью газа, достигающей до 2 м/сек.

Дальнейшему увеличению скорости газа препятствуют:

- 1) рост сопротивления аппарата проходу газа;
- 2) механический унос капель жидкости.

Увеличение движущей силы процесса абсорбции, а также полнота улавливания бензола связаны с рядом факторов:

1. Содержание бензольных углеводородов в коксовом газе. С повышением концентрации бензольных углеводородов в газе возрастают их парциальное давление и движущая сила процесса абсорбции. При этом соответственно увеличивается концентрация бензольных углеводородов в масле при состоянии равновесия, что создает возможность одним и тем же количеством масла уловить большее количество бензола.

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		15

Обычно концентрация бензольных углеводородов в газе не превышает 35 г/м³ что соответствует 1% объём. Равновесная концентрация в поглотительном масле не превышает 2,5—3,0 % объём.

При сжатии газа содержание бензола в последнем повышается и соответственно растёт парциальное давление бензола. Увеличенное содержание бензола в газе способствует увеличению скорости абсорбции и росту концентрации бензола в насыщенном масле, т. е. является одним из методов интенсификации процесса улавливания.

2. Температура улавливания. При повышении температуры улавливания давление паров бензола над маслом растёт, движущая сила абсорбции поэтому уменьшается, а равновесная концентрация бензола в газе после скрубберов увеличивается.

Улавливание бензола следует проводить при невысоких температурах, так как при этом уменьшаются потери и растёт скорость процесса. Однако при температуре 10-15 °С вязкость поглотительного масла сильно увеличивается, что затрудняет подачу его на скруббер и равномерное распределение и стекание по насадке. Поэтому оптимальной является температура 20°С. Температура газа обязательно должна быть несколько ниже температуры масла. В скрубберах происходит выравнивание температур – температура газа повышается, а масла понижается. Если газ будет поступать с более высокой температурой, чем масло, то в скрубберах он будет охлаждаться, что приведет к образованию конденсата и растворению его в масле, т. е. к обводнению масла. Поэтому температура газа должна быть ниже температуры масла на 5—6°С. [9]

Охлаждение газа и поглотительного масла весьма эффективный и один из самых доступных методов улучшения процесса улавливания. Поэтому перед поступлением в бензольные скрубберы газ проходит конечный холодильник, в котором охлаждается до предельно допустимой температуры. Практические температуры, при которых ведётся улавливание бензола, составляют 20—30°С.

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
						16
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

3. Концентрация бензола в поглотительном масле. Чем выше концентрация бензола в поглотительном масле, тем больше упругость его паров над маслом и, следовательно, равновесная концентрация в газе. Поэтому скорость абсорбции уменьшается, а потери с обратным газом увеличиваются. Чтобы упругость паров бензола над поступающим на улавливание маслом была минимальной, содержание бензола в нем должно быть мало и температура невысока. Содержание бензольных углеводородов в масле, поступающем на улавливание, не должно превышать для каменноугольного масла 0,3 – 0,4%. Снижение содержания бензольных углеводородов в масле связано с повышенным расходом пара при отгонке их из масла и с увеличенным выходом сольвент-нафты и потерями масла.

4. Поверхность орошения. Чтобы бензол перешел из газа в масло, необходимы определенная поверхность и продолжительность контакта между ними. В скрубберах это достигается тем, что масло стекает по насадке сверху вниз, а газ, поднимаясь вверх, омывает смоченную маслом поверхность насадки. Практический опыт работы показывает, что норма поверхности 1,0 – 1,1 м²/м³ газа в час достаточна для удовлетворительного улавливания бензола. Поверхность насадки должна быть чистой, чтобы и газ и масло равномерно распределялись по сечению скруббера. Между газом и маслом должен соблюдаться строгий противоток, благодаря чему газ с большим содержанием бензола встречается с маслом, имеющим также повышенную концентрацию бензола. В верхней части скруббера, где газ содержит мало бензола, он орошается свежим маслом, также содержащим мало бензола и обладающим, поэтому соответственно большей поглотительной способностью.

Таким образом, для улавливания бензола из газа требуется:

1. минимальное содержание бензола в масле, поступающем на орошение скрубберов;
2. низкая температура улавливания;
3. достаточное количество масла;

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
						17
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

4. противоток газа и масла;
5. достаточная поверхность орошения насадки для создания необходимого контакта между газом и маслом . [9]

					УБУ. 30000000. 01. ПЗ	Лист
						18
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

1.3. ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УЛАВЛИВАНИЕ БЕНЗОЛЬНЫХ УГЛЕВОДОРОДОВ

Технологическая схема улавливание бензольных углеводород представлена на рисунке 1.

Коксовый газ из цеха улавливания химических продуктов коксования с температурой 55°C поступает в конечный газовый холодильник. В результате контакта газа с водой по охлаждение газа и вымывание из него нафталина. [2]

Холодильник разделен на две части. В верхней части происходит непосредственное охлаждение газа и очистка его от нафталина в нижней отмывка воды от нафталина смолой.

Охлажденная до 20-25°C вода из водооборотного цикла насосом подается в верхнюю газовую часть холодильника. Противотоком воде подается коксовый газ. Температура после конечного холодильника составляет 25 — 30°C , а содержание нафталина в газе снижается до 0,1 - 0,2 г/м³.

После конечного газового холодильника (КГХ) коксовый газ с температурой 25-30°C последовательно поступает в два бензольных скруббера снабженные насадкой в которых происходит улавливание бензольных углеводородов поглотительным маслом. Газ подается снизу, а сверху противотоком подается поглотительное масло с температурой 28-32° С. При улавливании бензольных углеводородов не должно допускаться обводнение поглотительного масла, для чего температура масла должна поддерживаться выше температуры газа летом на 2-3°C, зимой на 5-7 °C

Поглотительное масло из бензольного отделения подается в бензольный скруббер №2. Стекающее из бензольного скруббера №2 масло собирается в сборнике, расположенном внутри скруббера в нижней его части откуда насосам подается на бензольный скруббер.

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
						19
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Насыщенное бензольными углеводородами поглотительное масло через гидрозатвор стекает в масляный бак бензольного отделения.

Концентрация бензольных углеводородов в поглотительном масле должна быть 2,0- 3,0 %.

Далее обезбензоленный коксовый газ поступает в коксовый цех на обогрев коксовых батарей и другим потребителям, а насыщенное бензольными углеводородами поглотительное масло поступает в бензольное отделение, для отгонки из него бензольных углеводородов острым паром.

Насыщенное бензольными углеводородами поглотительное масло центробежными насосам 3 подается в дефлегматор, в котором нагревается до 75 - 80°С парами, выходящими из дистилляционной колонны. Насыщенное масло поступает в трубное пространство, а пары из колонны проходят в межтрубном пространстве снизу вверх.

После дефлегматора масло поступает в теплообменник где нагревается стекающим из колонны обезбензоленным маслом до температуры 105 - 115°С и далее подогревается глухим паром в паровом подогревателе до температуры 130 — 135°С.

Из подогревателя масло поступает в дистилляционную колонну, в которой с помощью острого пара, подаваемого в нижнюю ее часть, отгоняются бензольные углеводороды, а также часть поглотительного масла и воды.

Из нижней части колонны обезбензоленное масло откачивается насосом №3 в теплообменник, где оно отдает часть тепла маслу, поступающему из дефлегматора. После теплообменника обезбензоленное масло имеет температуру 90 - 100°С. После окончательного охлаждения в водяном холодильнике обезбензоленное масло поступает в бензольные скрубберы.

Пары бензольных углеводородов, поглотительного масла и воды из дистилляционной колонны поступает в межтрубное пространство

					УБУ. 3000000. 01. ПЗ	Лист
						20
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

дефлегматора, где отделяется тяжелая фракция и легкая – флегма. После дефлегматора пары сырого бензола и несконденсировавшиеся пары воды направляются в разделительную колонну, в которой разделяются на две фракции: легкий бензол, или бензол - I, и тяжелый бензол, или бензол - II

Разделительная колонна состоит из двух частей: верхней – ректификационной и нижней – испарительной.

Пары из дефлегматора поступают в низ ректификационной части колонны и, проходя снизу вверх, обогащаются низкокипящими компонентами. При этом в верх колонны в качестве рефлюкса (флегмы) насосом №3 подается бензол.

Пары легкого бензола и водяные пары из верхней части разделительной колонны поступают в конденсатор, где происходит конденсация и охлаждение бензола - I и воды. Пары поступают в межтрубное пространство, а охлаждающая вода по трубкам.

Бензол - I и конденсат воды поступают в сепаратор, откуда после отделения от воды бензол - I идет в сборник бензола, откуда в качестве рефлюкса (флегмы) подается в верхнюю часть ректификационной части разделительной колонны. Часть бензола, не пошедшая на рефлюкс, стекает в сборники сырого бензола и далее отправляется в емкости-хранилища для последующей поставки потребителям.

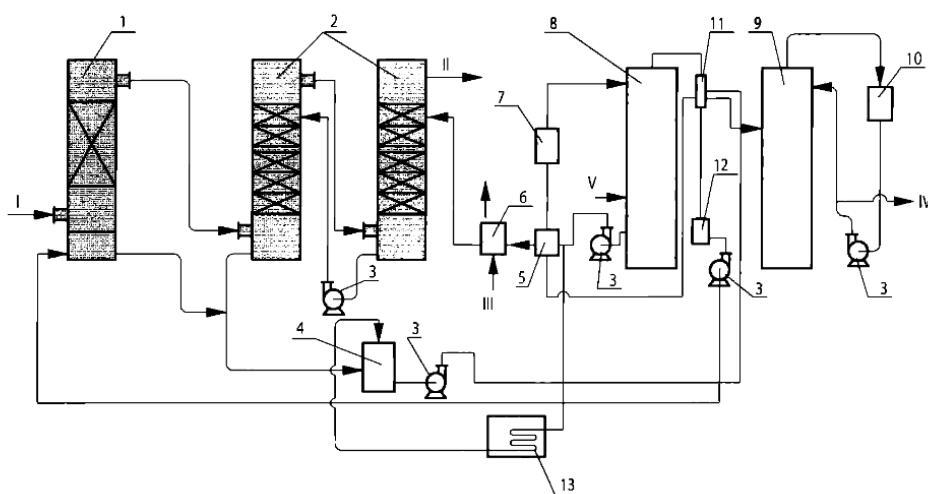


Рисунок 1. Схема улавливание бензольных углеводородов.

1-конечный газовый холодильник; 2-бензольный скрубберы; 3-насосы;
 4-сборник насыщенного масла; 5-теплообменник; 6-холодильники; 7-
 паровые подогреватели; 8-колона дистиляционная; 9-колона
 разделительная; 10-конденсатор холодильник; 11-дефлегматор; 12-
 контрольный сепаратор; 13-трубчатая печь;

					УБУ. 30000000. 01. ПЗ	Лист
						22
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

2 .ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ РАСЧЕТЫ

2.1. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС

Таблица 1

Состав шихты

Предприятие	Количество, %	W_r^t , %	A^d , %	V^{daf} , %	S^d , %
«Междуреченская»	10	7,3	11,6	19,8	0,17
«Тайбинская»	29	10,0	9,1	19,0	0,31
«Антоновская»	21	7,3	8,9	33,8	0,41
«Березовская»	6	8,1	6,8	21,8	0,36
«Березовская»	28	5,9	6,7	30,0	0,49
«Березовская»	6	8,4	7,6	29,5	0,44
Итого:	100	7,81	8,41	26,1	0,37

Рассчитываем средние показатели качественного состава шихты, % масс.

$$W_{ш}^r = (W_{r1}^t \cdot f_1 + W_{r2}^t \cdot f_2 + \dots + W_{rn}^t \cdot f_n) / 100 = (7,3 \cdot 10 + 10,0 \cdot 29 + 7,3 \cdot 21 + 8,1 \cdot 6 + 5,9 \cdot 28 + 8,4 \cdot 6) / 100 = 7,81$$

$$A_{ш}^d = (A_1^d \cdot f_1 + A_2^d \cdot f_2 + \dots + A_n^d \cdot f_n) / 100 = (11,6 \cdot 10 + 9,1 \cdot 29 + 8,9 \cdot 21 + 6,8 \cdot 6 + 6,7 \cdot 28 + 7,6 \cdot 6) / 100 = 8,41$$

$$V_{ш}^{daf} = (V_1^{daf} \cdot f_1 + V_2^{daf} \cdot f_2 + \dots + V_n^{daf} \cdot f_n) / 100 = (19,8 \cdot 10 + 19,0 \cdot 29 + 33,8 \cdot 21 + 21,8 \cdot 6 + 30,0 \cdot 28 + 29,5 \cdot 6) / 100 = 26,1$$

$$S_{т,ш}^d = (S_1^d \cdot f_1 + S_2^d \cdot f_2 + \dots + S_n^d \cdot f_n) / 100 = (0,17 \cdot 10 + 0,31 \cdot 29 + 0,41 \cdot 21 + 0,36 \cdot 6 + 0,49 \cdot 28 + 0,44 \cdot 6) / 100 = 0,37$$

Принимаем, что органическая масса шихты содержит (по массе), %:

$$C_{ш}^0 = 86,78; H_{ш}^0 = 5,2; O_{ш}^0 = 6,02; N_{ш}^0 = 2.$$

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ			
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата				
Разраб.					Технико-экономическое обоснование проектирования отделения конечного охлаждения коксового газа и улавливание бензольных углеводородов	Лит.	Лист	Листов
Руковод.							23	
Зав.каф.								

Пересчитываем содержание золы и серы на рабочую шихту, %;

$$A^r_{ш} = A^d_{ш} \cdot \frac{100 - w^r_{ш}}{100};$$

$$A^r_{ш} = 8,41 \cdot \frac{100 - 7,81}{100} = 7,8;$$

$$S^r_{ш} = S^d_{т,ш} \cdot \frac{100 - w^r_{ш}}{100};$$

$$S^r_{ш} = 0,37 \cdot \frac{100 - 7,81}{100} = 0,34;$$

Выход летучих веществ шихты пересчитываем на сухую зольную массу, %:

$$V^d_{ш} = V^{daf}_{ш} \cdot \frac{100 - A^d_{ш}}{100};$$

$$V^d_{ш} = 26,1 \cdot \frac{100 - 8,41}{100} = 24;$$

Показатели элементного анализа с органической массы пересчитываем на рабочую массу, %:

$$C^r_{ш} = C^o_{ш} \cdot \frac{100 - (W^r_{ш} + A^r_{ш} + S^r_{ш})}{100} = 89,78 \cdot \frac{100 - (7,81 + 8,41 + 0,34)}{100} = 75$$

$$H^r_{ш} = H^o_{ш} \cdot \frac{100 - (W^r_{ш} + A^r_{ш} + S^r_{ш})}{100} = 5,2 \cdot \frac{100 - (7,81 + 8,41 + 0,34)}{100} = 4,34$$

$$O^r_{ш} = O^o_{ш} \cdot \frac{100 - (W^r_{ш} + A^r_{ш} + S^r_{ш})}{100} = 6,02 \cdot \frac{100 - (7,81 + 8,408 + 0,34)}{100} = 5,02$$

$$N^r_{ш} = N^o_{ш} \cdot \frac{100 - (W^r_{ш} + A^r_{ш} + S^r_{ш})}{100} = 2 \cdot \frac{100 - (7,81 + 8,41 + 0,34)}{100} = 1,7$$

1. Под валовым коксом понимается сумма крупного кокса, коксового орешка, и коксовой мелочи, получаемых при сортировке рядового кокса, а также коксовый шлам, улавливаемый из отстойников башни тушения. Выход сухого валового кокса из сухой шихты подсчитываем по формуле

$$G^d_k = \frac{100 - V^d_{ш}}{100 - V^d_k} \cdot 100 + \Pi = \frac{100 - 24}{100 - 1} \cdot 100 + 1,75 = 78,52$$

Где V_w^d – выход летучих веществ шихты на сухую массу, %; V_k^d – выход летучих веществ валового кокса на сухую зольную массу, % ($V_k^d = 1\%$); Π – припек кокса, определяем по формуле, %:

$$\Pi = \left(\frac{V_w^d - 20,83}{43,47} \right) \cdot V_{\text{ш}}^d = \left(\frac{24 - 20,83}{43,47} \right) \cdot 24 = 1,7$$

Величина Π находится в пределах от 1 до 5%.

Выход сухого валового кокса на рабочую шихту пересчитываем по формуле на рабочую массу, %

$$G_k^r = G_k^d \cdot \frac{100 - W_w^r}{100};$$

$$G_k^r = 78,52 \cdot \frac{100 - 7,81}{100} = 72,4;$$

Т.е. 724 кг из 1000 кг рабочей шихты.

2. Выход коксового газа обратного (сухого) из сухой шихты подсчитываем по формуле, %:

$$G_{r.o}^d = K \cdot \sqrt{V_w^d};$$

$$G_{r.o}^d = 2,85 \cdot \sqrt{24} = 14;$$

где $G_{r.o}^d$ – выход обратного газа из сухой шихты, % (по массе); K – эмпирический коэффициент, равный 2,85.

Пересчитываем выход коксового газа на рабочую массу, %:

$$G_{r.o}^r = G_{r.o}^d \cdot \frac{100 - W_w^r}{100};$$

$$G_{r.o}^r = 14 \cdot \frac{100 - 7,81}{100} = 13;$$

Тогда $G_{r.o}^r = 13\%$ или 130 кг из 1000 кг рабочей шихты.

3. Выход сырого бензола определяется по следующей формуле:

$$G_{c.б}^d = (-1,61 + 0,41 \cdot V_{\text{ш}}^{\text{daf}} - 0,0016 \cdot V_{\text{ш}}^{\text{daf}^2}) \cdot \frac{100 - A_w^d}{100} \cdot K;$$

$$G_{c.б}^d = (-1,61 + 0,41 \cdot 26,1 - 0,0016 \cdot (26,1)^2) \cdot \frac{100 - 8,41}{100} \cdot 0,95 = 2,5;$$

где K принимаем равным 0,95.

Пересчитываем выход сырого бензола на рабочую массу, %:					Лист
УБУ. 3000000. 02. ПЗ					25
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	

$$G_{c.6}^r = G_{c.6}^d \cdot \frac{100 - W_{ш}^r}{100};$$

$$G_{c.6}^r = 2,5 \cdot \frac{100 - 7,81}{100} = 2,304;$$

Тогда $G_{c.6}^r = 2,304$ или 23,04 кг из 1000 кг рабочей шихты.

4. Выход серы в пересчете на сероводород из рабочей шихты подсчитываем по формуле:

$$G_S^r = K_S \cdot S_{ш}^r \cdot \frac{34}{32};$$

$$G_S^r = 0,29 \cdot 0,34 \cdot 1,0625 = 3,5;$$

где K_S - коэффициент перехода серы шихты в сероводород (принимается равным 0,29); **34** – молярная масса сероводорода; **32** – атомная масса серы ; $S_{ш}^r$ – содержание серы в рабочей шихте, %.

Тогда $G_S^r = 3,5$ или 35 кг из 1000 кг рабочей шихты.

5. Влагу шихты, испаряющуюся в камерах коксования, подсчитываем по формуле

$$G_{ш}^B = G_{ш}^r \cdot \frac{W_{ш}^r}{100};$$

$$G_{ш}^B = 100 \cdot \frac{7,81}{100} = 7,81 \%$$

Тогда $G_{ш}^B = 7,81\%$ или 78,1 кг из 1000 кг рабочей шихты.

6. Выход пирогенетической воды из рабочей шихты подсчитываем по формуле

$$G_{п.в}^r = K_o \cdot O_{ш}^r \cdot \frac{18}{16};$$

$$G_{п.в}^r = 0,491 \cdot 5,02 \cdot 1,125 = 3,325;$$

где K_o – коэффициент перехода кислорода шихты в пирогенетическую воду (принимается равным 0,491); **18** – молярная масса воды; **16** – атомная масса кислорода; $O_{ш}^r$ – содержание кислорода в рабочей шихте, %.

Тогда $G_{п.в}^r = 3,325$ или 33,25 кг из 1000 кг рабочей шихты.

7. По разности приходной и расходной частями баланса находим

Невязку баланса:					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		26

$$1000 - (G_k^r + G_{r.o}^r + G_{c.б}^r + G_s^r + G_{ш}^B + G_{п.в}^r) = 1000 - (724 + 130 + 23,04 + 3,5 + 78,1 + 33,25) = 2,94 \text{ кг, т.е. } 0,294\%$$

(невязка баланса считается допустимой до 0,5%).

Таблица 2

Сводный материальный баланс коксования угольной шихты

Статья	Масса, кг	Массовая доля, %	
		К влажной шихте	К сухой шихте
Приходная часть:			
Сухая шихта	921,9	92,19	100
Влага шихты	78,1	7,81	
ИТОГО	1000	100	100
Расходная часть:			
Кокс валовый	724	72,4	78,6
Коксовый газ	130	13,0	14,0
Сырой бензол	23,04	0,98	1,1
Сера в пересчете на H ₂ S	35	3,5	2,5
Влага шихты	78,1	7,81	0
Пирогенетическая вода	33,25	3,325	0
Невязка баланса	2,94		

МАТЕРИАЛЬНЫЕ РАСЧЕТЫ ПРОИЗВОДСТВА

1. Расчет выхода химических продуктов коксования для заданной произвольностью 3 млн валового кокса в год.

$$3000000 \cdot 0,94 = 2820000$$

Расчет по сухой шихте

$$\frac{2820000 \cdot 100}{78,1} = 3610755,44 \text{ т/Г}$$

Таблица 3

Выход основных продуктов коксования в процентах по массе на сухую шихту:

Кокс	78,6
Сухой коксовый газ	14,0
Бензольные углеводороды	1,1
Сероводород	2,5
Пирогенетическая влага	3,325
Рабочая влага	6

Таблица 4

Состав сухого коксового газа (за вычетом бензольных углеводородов, сероводорода и аммиака), % (объемн.):

H ₂	57,9
CH ₄	26,2
CO	6,0
CO ₂	2,2
N ₂	4,2
C _m H _n	2,5
O ₂	0,6

Расчет по массе

Выход кокса:

$$\frac{3610755,44 \cdot 78,6}{100} = 2838053,78 \text{ т/Г}$$

Выход сухого коксового газа:

$$\frac{3610755,44 \cdot 14}{100} = 505505,762 \text{ т/Г}$$

Выход бензольных углеводородов:

$$\frac{3610755,44 \cdot 1,1}{100} = 39718,31 \text{ т/Г}$$

Выход сероводорода:

$$\frac{3610755,44 \cdot 2,5}{100} = 9026888,6 \text{ т/Г}$$

Выход пирогенетической влаги:

$$\frac{3610755,44 \cdot 3,325}{100} = 120057,618 \text{ т/Г}$$

Расчет по объему

Объем сухого коксового газа:

$$\frac{505505,762}{0,454} = 1113448,81$$

0,454 – плотность сухого коксового газа, определяющая по составу газа

$$\rho_{\text{т}} = (0,579 \cdot 2 + 0,262 \cdot 16 + 0,06 \cdot 28 + 0,046 \cdot 28 + 0,022 \cdot 44 + 0,025 \cdot 28 + 0,006 \cdot 32) \cdot 122,4 = 0,454$$

Объем пирогенетической влаги:

$$\frac{120057,618 \cdot 22,4}{18} = 149405,036$$

Объем бензольных углеводородов:

$$\frac{4277 \cdot 22,4}{83} = 1154,27$$

где 83 – средняя молекулярная масса бензольных углеводородов

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
						29
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Объем сероводорода:

$$\frac{2139 \cdot 22,4}{34} = 1409,22$$

Таблица 5

Материальный баланс производства

Название продукта	Масса по весу кг/ч	Т/ч	Т/г	По объему м³/ч	М³/г
Коксовый газ	62874	62,874	505505,762	138,49	1113448,81
Бензольные углеводороды	4940	4,94	39718,31	1154,27	60638,640
Сероводород	1122723	11227,23	90266888,6	1409,22	60204869,7
Водяные пары	15000	15	120057,618	18,58	149405,036
Кокс	352992	352,992	2838053,78	-	-
Итого	1558529	11663036	93770223,29		

Расчет конечного газового холодильника

В холодильник поступает коксовый газ с $t=55^{\circ}\text{C}$ и $P=858\text{ мм рт. ст.}$

Состав коксового газа

Наименование	кг/ч	м³ /ч
Сухой коксовый газ	62874	138,49
Водяные пары	15000	18,58
Бензольные углеводороды	4940	1154,27
Сероводород	1122723	1409,22
Итого:	1192037	2720,56

Принимаем температуру газа на выходе из холодильника 25°C и $P=847\text{ мм рт. ст.}$ Объем водяных паров на выходе из холодильника определяется по формуле

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		30

$$V_{H_2O} = V_{c.г.} \cdot \frac{\rho}{847 - \rho},$$

где $V_{c.г.}$ - объем поступающего коксового газа, м³/ч ; ρ -упругость водяных паров при 25 °С ;

$$V_{H_2O} = (2720,56 - 18,58) \cdot \frac{23,76}{847 - 23,76} = 7789 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Таким образом конденсируется воды 15000-6490=8510 кг/ч

Количество газа на выходе из холодильника

	кг/ч	м ³ /ч
Сухой коксовый газ	62874	138,49
Водяные пары	6490	7789
Бензольные углеводороды	4940	1154,27
Сероводород	1122723	1409,22
Итого:	1197027	10490,98

Таблица 6

Материальный баланс конечного охлаждения коксового газа

Приход			Расход		
Наименование	м ³ /ч	кг/ч	Наименование	м ³ /ч	кг/ч
Сухой коксовый газ	138,49	62874	Сух. коксовый газ	138,49	62874
Водяные пары	18,58	15000	Водяные пары	783,5	6490
Бензольные углеводороды	1154,27	4940	Бензольные уг-ды	1154,27	4940
Сероводород	1409,2	1122723	Сероводород	1409,2	1122723
Итого:	2720,56	1192037	Итого:	2720,56	119207

Материальный расчет бензольных скрубберов при поглощении бензольных углеводородов каменноугольным маслом.

В бензольные скрубберы поступает из конечных газовых холодильников газ следующего состава:

	кг/ч	м ³ /ч
Сухой коксовый газ	62874	138,49
Водяные пары	6490	7789
Бензольные углеводороды	4940	1154,27
Сероводород	1122723	1409,22
Итого:	1197027	10490,98

Температура поступающего газа 25 °С и давление 847 мм рт. ст. Принимаем потери бензольных углеводородов с выходящим газом, равными 2 г/м³ сухого газа.

Потери бензольных углеводородов с выходящим газом рассчитывается по формуле

$$G_{\text{в.г.}} = \frac{V_{\text{с.г.}} \cdot \Pi}{1000}, \quad \text{кг/ч}$$

где $V_{\text{с.г.}}$ —объем поступающего сухого коксового газа, м³/ч; Π —потери бензольных углеводородов, г/м³; 1000 – переводной коэффициент.

$$G_{\text{в.г.}} = \frac{138,49 \cdot 2}{1000} = 276 \quad \text{кг/ч}$$

Количество поглощенных бензольных углеводородов рассчитывается по формуле

$$G = G_{П.Г.} - G_{В.Г.}, \text{ кг /ч}$$

где $G_{п.г.}$ - расход поступающего газа, кг/ч

$$G = 4940 - 276 = 4664 \text{ кг/ч}$$

Таким образом, из скрубберов выходят:

	кг/ч	м ³ /ч
Сухой коксовый газ	62874	138,49
Водяные пары	6490	7789
Бензольные углеводороды	276	79
Сероводород	1122723	1409,22
Итого:	1192363	9415,71

Фактическое содержание бензольных углеводородов в поступающем газе рассчитывается по формуле

$$a = \frac{G_{п.г.} \cdot 1000 \cdot T_{абс} \cdot P_{п.г.}}{V_{п.г.} \cdot T_{п.г.} \cdot P_{абс}},$$

где $G_{п.г.}$ - количество бензольных углеводородов в поступающем газе, кг/ч;

$T_{абс}$ - абсолютная температура, К; $P_{п.г.}$ - давление поступающего газа, мм

рт. ст.; $V_{п.г.}$ - объем поступающего газа, м³/ч; $T_{п.г.}$ - температура

поступающего газа, К; $P_{абс}$ - давление абсолютное, мм рт. ст.;

$$a = \frac{4940 \cdot 1000 \cdot 273 \cdot 847}{10490,98 \cdot 298 \cdot 760} = 48 \text{ г/м}^3$$

Фактическое содержание бензольных углеводородов в выходящем газе определяем по формуле

$$a_2 = \frac{G_{в.г.} \cdot 1000 T_{абс} P_{в.г.}}{V_{в.г.} T_{в.г.} P_{абс}},$$

где $G_{в.г.}$ - количество бензольных углеводородов в выходящем газе, кг/ч; $P_{в.г.}$ - давление выходящего газа, мм рт. ст.; $V_{в.г.}$ - объем выходящего газа, м³/ч; $T_{в.г.}$ - температура выходящего газа, К;

$$a_2 = \frac{276 \cdot 1000 \cdot 273 \cdot 825}{9415,71 \cdot 303 \cdot 760} = 2,88 \text{ г/м}^3$$

Максимальное содержание бензольных углеводородов в поступающем масле рассчитываем по формуле

$$C_{1MAX} = 2,24 \frac{a_2 P_{в.г.}}{\rho_{сб} M_n},$$

где $\rho_{сб}$ - упругость паров бензольных углеводородов над поступающим маслом при $t=30$ °С, мм рт. ст.; M_n - молекулярная масса поглотителя.

Принимаем следующий состав сырого бензола: бензол 73%, толуол 21%, ксилол 5%, сольвент 1%.

Упругость компонентов сырого бензола при 30 °С равна, мм рт.ст.:

Бензол	118,4
Толуол	 39,5
Ксилол	 23,5
Сольвент	 5,0

Средняя молекулярная масса сырого бензола

$$M_{сб} = \frac{100}{\frac{73}{78} + \frac{21}{92} + \frac{5}{106} + \frac{1}{120}} = 83 \text{ г}$$

где 78, 92, 106, 120 – молекулярные массы компонентов.

Молярные доли компонентов в сыром бензоле приведены ниже

$$x_{б} = \frac{73 \cdot 83}{78 \cdot 100} = 0,775; \quad x_{к} = \frac{5 \cdot 83}{106 \cdot 100} = 0,039;$$

$$x_{m} = \frac{21 \cdot 83}{92 \cdot 100} = 0,179; \quad x_{с} = \frac{1 \cdot 83}{120 \cdot 100} = 0,007.$$

Упругость бензольных углеводородов при 30 С :

$$\rho_{сб} = \sum x_i \rho_i$$

где x_i - молярная доля i-того компонента в сыром бензоле; ρ_i - упругость i-того компонента сырого бензола при 30 °С, мм рт. ст.

$$\rho_{сб} = 0,775 \cdot 118,4 + 0,179 \cdot 39,5 + 0,039 \cdot 23,5 + 0,007 \cdot 5 = 99 \text{ мм рт. ст.}$$

Таким образом, максимальное содержание бензольных углеводородов в поступающем масле составляет

$$C_{1MAX} = \frac{2,24 \cdot 825 \cdot 2,88}{99 \cdot 170} = 0,31\% ;$$

Действительное содержание бензольных углеводородов в поступающем масле для создания движущей силы абсорбции вверху скруббера определяется по формуле

$$C_1 = \frac{C_{1MAX}}{n},$$

где n – коэффициент сдвига равновесия.

Примем n =1,15. Тогда:

$$C_1 = \frac{0,31}{1,15} = 0,27\%.$$

Максимальное содержание бензольных углеводородов в выходящем из скрубберов масле при условии равновесия внизу скруббера:

$$C_{2MAX} = \frac{2,24 * a_1 * P_{n.з.}}{\rho_{сб} * M_n},$$

$$C_{2MAX} = \frac{2,24 * 847 * 49}{99 * 170} = 5,52\%.$$

Для сдвига равновесия внизу абсорбера принимаем коэффициент сдвига равновесия n =1,5. Тогда:

$$C_2 = \frac{5,52}{1,5} = 3,7\%.$$

Минимальное количество поглотителя:

$$L_{min} = \frac{G}{C_{2max} - C_1} 100 .$$

$$L_{min} = \frac{4664 * 100}{5,52 - 0,27} = 88838 \text{ кг/ч}$$

Действительное количество поглотителя:

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
						35
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$L = \frac{G}{C_2 - C_1} 100$$

$$L = \frac{4664}{3,7 - 0,27} 100 = 135976 \text{ кг/ч.}$$

Таким образом, количество бензольных углеводородов в поступающем масле определяется по формуле

$$G^1 = L \frac{C_1}{100}.$$

$$G^1 = 135976 \frac{0,27}{100} = 367 \text{ кг/ч.}$$

Количество бензольных углеводородов в выходящем масле:

$$G^2 = L \frac{C_2}{100}.$$

$$G^2 = 135976 \frac{3,7}{100} = 3675 \text{ кг/ч.}$$

Таблица 7

Материальный баланс скрубберной установки

Приход	кг/ч	Расход	кг/ч
Коксовый газ	69987	Коксовый газ	65772
Поглотительное масло	135976	Поглотительное масло	135976
Бензольные углеводороды	367	Бензольные углеводороды	3675
Итого:	207725	Итого:	207525

Материальный расчет подогревателя поглотительного масла.

В подогреватель поступает насыщенное бензольными углеводородами масло в следующем количестве, кг/ч:

Поглотительное масло	135976
Бензольные углеводороды	3675
Итого:	139651

В выделенных из масла в процессе дистилляции 4664 кг/ч бензольных углеводородов содержится, кг/ч:

Бензол	$4664 \cdot 0,73 = 3404$
Толуол	$4664 \cdot 0,21 = 979$
Ксилол	$4664 \cdot 0,05 = 233$
Сольвент	$4664 \cdot 0,01 = 46$
Итого:	4664

Рассчитаем предварительный состав бензольных углеводородов в обезбензоленном масле:

$$\text{содержание бензола } C_B'' = 0,0388 \cdot C_B;$$

$$\text{содержание толуола } C_T'' = 1,11 \cdot C_T;$$

$$\text{содержание ксилола } C_K'' = 9,4 \cdot C_K;$$

$$\text{содержание сольвента } C_C'' = 1 - C_B'' - C_T'' - C_K'',$$

где C_B, C_T, C_K - состав бензольных углеводородов, находящихся в сыром бензоле; $C_B'', C_T'', C_K'', C_C''$ - состав бензольных углеводородов, находящихся в обезбензоленном масле.

$$C_B'' = 0,038 \cdot 0,73 = 0,028, \text{ или } 2,8\%;$$

$$C_T'' = 1,11 \cdot 0,21 = 0,234, \text{ или } 23,4\%;$$

$$C''_K = 9,4 * 0,05 = 0,47, \text{ или } 47\%;$$

$$C''_C = 1 - 0,028 - 0,234 - 0,47 = 0,268, \text{ или } 26,8\%.$$

При общем остаточном содержании бензольных углеводородов в масле 367 кг/ч содержание отдельных компонентов следующее, кг/ч:

Бензол	$367 * 0,028 = 10$
Толуол	$367 * 0,234 = 85$
Ксилол	$367 * 0,47 = 172$
Сольвент	$367 * 0,268 = 97$
Итого:	367

Количество отдельных компонентов, поступающих в подогреватель, кг/ч:

Бензол	$3404 + 6 = 3410$
Толуол	$979 + 46 = 1025$
Ксилол	$233 + 93 = 326$
Сольвент	$40 + 53 = 93$
Итого:	4854

В подогреватель поступает следующее количество веществ:

	кг/ч	кмоль/ч
Поглотительное масло	135976	648
Бензол	3404	30,4
Толуол	979	9,6
Ксилол	233	1,9
Сольвент	93	0,6
Вода	1125	62,5
Итого:	141816	739,7

Принимаем температуру подогрева масла 135 °С, а давление паров на выходе из подогревателя 820 мм рт. ст. Доли толуола, ксилола, сольвента, масла и воды оставшихся в масле определяется по формуле

УБВ.3000000.02.ПВ

Лист

389

$$\phi_{\kappa} = \frac{\phi_{\sigma} * \rho_{\sigma}}{\phi_{\sigma} * \rho_{\sigma} + (1 - \phi_{\sigma}) \rho_{\kappa}};$$

$$\phi_c = \frac{\phi_{\sigma} \cdot \rho_{\sigma}}{\phi_{\sigma} \cdot \rho_{\sigma} + (1 - \phi_{\sigma}) \rho_c};$$

$$\phi_m = \frac{\phi_{\sigma} * \rho_{\sigma}}{\phi_{\sigma} * \rho_{\sigma} + (1 - \phi_{\sigma}) \rho_m};$$

$$\phi_m = \frac{\phi_{\sigma} * \rho_{\sigma}}{\phi_{\sigma} * \rho_{\sigma} + (1 - \phi_{\sigma}) \rho_m};$$

$$\phi_{\sigma} = 0.$$

Упругости компонентов при 135 °С равны, мм рт. ст.:

$$\rho_{\sigma} = 3160, \rho_m = 1600, \rho_{\kappa} = 720, \rho_c = 346, \rho_m = 78.$$

Зададимся $\phi_{\sigma} = 0,69$. Тогда:

$$\phi_m = \frac{0,69 * 3160}{0,69 * 3160 + 0,31 * 1600} = 0,815;$$

$$\phi_{\kappa} = \frac{0,69 * 3160}{0,69 * 3160 + 0,31 * 720} = 0,908;$$

$$\phi_c = \frac{0,69 * 3160}{0,69 * 3160 + 0,31 * 346} = 0,953;$$

$$\phi_m = \frac{0,69 * 3160}{0,69 * 3160 + 0,31 * 78} = 0,989.$$

Таким образом в жидкой фазе остается:

кмоль/ч

кг/ч

Поглотительное масло	$648,2 \cdot 0,989 = 641,08$	134758
Бензол	$20,9 \cdot 0,69 = 14,43$	2904
Толуол	$9,6 \cdot 0,815 = 4,57$	854
Ксилол	$1,9 \cdot 0,908 = 1,74$	212
Сольвент	$0,6 \cdot 0,953 = 0,58$	89
Итого:	662,34	130235

Количество компонентов в паровой фазы, кг/ч:

Поглотительное масло	$135976 - 134758 = 1218$
Бензол	$3410 - 2904 = 506$
Толуол	$979 - 854 = 125$
Ксилол	$233 - 212 = 21$
Сольвент	$93 - 89 = 4$
Водяные пары	1125
Итого:	2970

Таблица 8

Материальный баланс подогревателя, кг/ч

Компоненты	Поступило	Осталось в ж. ф.	Перешло в п. ф.
Поглотительное масло	135976	134758	1218
Бензол	3410	2904	506

Продолжение табл. 8

Толуол	979	854	94
Ксилол	233	212	21

Сольвент	93	89	6
Вода	1125	----	1125
Итого:	141816	138817	2970

Материальный расчет нижней исчерпывающей части дистиляционной колонны .

В нижнюю часть колонны поступает жидкая фаза из подогревателя масла, кг/ч:

Поглотительное масло	134758
Бензол	3410
Толуол	979
Ксилол	233
Сольвент	93
Итого:	139426

Принимаем температуру выходящего масла 130°C, отношение количества молей масла к количеству молей пара $l=1,5$. Число тарелок в нижней части колонны принимаем равным 12 шт. Упругости компонентов при 130°C в мм рт. ст.: $\rho_b=2824$, $\rho_m=1350$, $\rho_k=625$, $\rho_c=300$, $\rho_m=60$.

При $P=820$ мм рт. ст. константы равновесия для каждого из компонентов равны:

$$K_i = \frac{\rho_i}{P},$$

где ρ_i — упругость i -того компонента, мм рт. ст.; P — общее давление в колонне, мм рт. ст.

$$K_b = \frac{2824}{820} = 3,44 ; K_m = \frac{1350}{820} = 1,64 ;$$

$$K_{\kappa} = \frac{625}{820} = 0,762 \quad ; \quad K_c = \frac{300}{820} = 0,366 \quad ; \quad K_m = \frac{60}{820} = 0,0731$$

где K_b - константы равновесия бензола, K_t - константы равновесия толуола, K_{κ} - константы равновесия ксилола, K_c - константы равновесия сольвента, K_m - константы равновесия поглотительного масла.

Степень отгона каждого компонента определяется по формуле

$$\eta_i = \frac{1 - \left(\frac{l}{K_i}\right)^{\frac{n}{2}}}{1 - \left(\frac{l}{K_i}\right)^{\frac{n}{2}+1}},$$

где n – число тарелок в нижней части колонны, мм рт. ст.

$$\eta_b = \frac{1 - \left(\frac{1,5}{3,44}\right)^6}{1 - \left(\frac{1,5}{3,44}\right)^7} = 0,995 \quad ; \quad \eta_m = \frac{1 - \left(\frac{1,5}{1,64}\right)^6}{1 - \left(\frac{1,5}{1,64}\right)^7} = 0,89 \quad ; \quad \eta_k = \frac{\left(\frac{1,5}{0,762}\right)^6 - 1}{\left(\frac{1,5}{0,762}\right)^7 - 1} = 0,5$$

$$\eta_c = \frac{\left(\frac{1,5}{0,366}\right)^6 - 1}{\left(\frac{1,5}{0,366}\right)^7 - 1} = 0,244 \quad ; \quad \eta_m = \frac{\left(\frac{1,5}{0,731}\right)^6 - 1}{\left(\frac{1,5}{0,731}\right)^7 - 1} = 0,0487$$

Следовательно, испарилось в нижней части колонны, кг/ч:

Бензол	3410*0,995=3392
Толуол	979*0,89=871
Ксилол	233*0,5=116
Сольвент	93*0,244=22,692
Поглотительное масло	135976*0,0487=6622
Итого:	11023

Осталось в жидкой фазе, кг/ ч:

Бензол	3410-2889=15
Толуол	979-760=94
Ксилол	233-86=92

Сольвент

93-21=68

Поглотительное масло

135976-6562=128196

Расход пара определяется по формуле

$$G_n = \frac{18 G_m}{M_m l} ; \text{ кг/ч}$$

где G_m - расход масла, кг/ч; M_m - молекулярная масса масла; l - отношение количества молей масла к количеству молей пара.

$$G_n = \frac{18 * 108982}{170 * 1,5} = 7693 \text{ кг/ч}$$

что составляет на 1кг сырого бензола $\frac{7693}{2226} = 3,45$ кг.

Таблица 9

Материальный баланс нижней части колонны

Компоненты	Поступает, кг/ч	Выходит из нижней части колонны, кг/ч		
		В верхнюю часть колонны	Обезбензоленное масло	всего
Бензол	3410	2889	15	3410
Толуол	979	760	94	979
Ксилол	233	86	92	233
Сольвент	46	21	68	46
Поглотительное масло	135976	6562	128196	135976
Водяные пары	7693	7693	-----	7693
Итого:	148337	18011	128465	148337

Таблица 10

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		42

Материальный расчет верхней дефлегмационной части колонны

	Из подогревателя	Из нижней части колонны	Всего	
Бензол	506	2889	3410	20,83
Толуол	94	760	979	5,08
Ксилол	21	86	233	1,05
Сольвент	6	16	93	0,18
Поглотитель ное масло	1218	6562	7780	38,38
Водяные пары	1125	7693	8818	489,88
Итого:	2970	20976	21313	555,4

Максимальное число тарелок верхней части колонны определяется по формуле:

$$n_{\max} = \frac{r}{g} \left(m_{m1} - m_{v1} \frac{x_{m.э.}}{x_{v.э.}} \right),$$

где r – молярная теплота конденсации паров масла, ккал; g – потеря тепла боковой поверхностью колонны, приходящаяся на одну тарелку, ккал/ч; m_{v1} , m_{m1} – соответственно количество паров воды и масла, поступающих в колонну, кмоль/ч; $x_{v.э.}$, $x_{m.э.}$ – соответственно содержание паров воды и масла в эвтектике.

Состав эвтектики определяется уравнениями:

$$x_{m.э.} = \frac{0,8t_э - 63}{P}, \quad x_{v.э.} = 1 - x_{m.э.},$$

где P – общее давление на выходе из колонны, мм рт. ст.; $t_э$ – температура

	эвтектики, °С.			УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	43

Температура эвтектики рассчитывается по формуле

$$t_{\text{э}} = \frac{P}{33,5} + 76,8$$

Принимаем давление на выходе из колонны $P=790$ мм рт. ст.

Тогда

$$t_{\text{э}} = \frac{790}{33,5} + 76,8 = 100,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Состав паров

$$m.\text{э.} = \frac{0,8 * 100,4 - 63}{790} = 0,022$$

x

$$x_{\text{в.э.}} = 1 - 0,022 = 0,978$$

Теплота конденсации моля масла:

$$r = 62,2 * 170 = 10600 \text{ (ккал/кмоль)}.$$

Принимаем диаметр колонны $D=3000$ мм, расстояние между тарелками

$h=850$ мм, температуру стенки $t_{\text{ст}}=125$ °С и температуру воздуха $t_{\text{в}}=25$ °С.

Боковая поверхность колонны, приходящаяся на одну тарелку

рассчитывается по формуле

$$F = \pi D h, \text{ м}^2$$

где D – диаметр колонны, м; h – расстояние между тарелками, м.

$$F = 3,14 * 3 * 0,85 = 8 \text{ м}^2$$

Коэффициент отдачи конвекцией определяем по формуле

$$\alpha_k = 5,3 + 3,6 v^2, \text{ ккал/м}^2 \text{ ч град}$$

где v - скорость ветра; принимаем ее равной 3 м/сек;

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		44

$$\alpha_{\kappa} = 5,3 + 3,6 \cdot 3 = 16,1 \text{ ккал/м}^2 \text{ ч град}$$

Коэффициент теплоотдачи излучением определяется по формуле

$$\alpha_{изл} = 4,6 \frac{\left(\frac{t_{cm} + T_{абс}}{100}\right)^4 - \left(\frac{t_{\epsilon} + T_{абс}}{100}\right)^4}{t_{cm} - t_{\epsilon}}, \text{ ккал/м}^2 \text{ ч град}$$

$$\alpha_{изл} = \frac{\left(\frac{125 + 273}{100}\right)^4 - \left(\frac{25 + 273}{100}\right)^4}{125 - 25} = 8 \text{ ккал/м}^2 \text{ ч град}$$

Количество тепла, теряемого наружу и приходящегося на одну тарелку:

$$q = (\alpha_{\kappa} + \alpha_{изл}) F (t^{cm} - t^{\epsilon}), \text{ ккал/ч;}$$

$$q = (16,1 + 8) 8 (125 - 5) = 19300 \text{ ккал/ч.}$$

Максимальное число тарелок верхней части колонны:

$$n_{\max} = \frac{10600}{19300} \left(38,38 - 489,88 \frac{0,022}{0,978} \right) = 15$$

Принимаем число тарелок меньше максимального и равным 13.

Фактический состав паров определяется по формуле

$$x_{\epsilon} = \frac{m_{\epsilon 1}}{m_{\epsilon 1} + m_{m1} - \frac{qn}{r}},$$

где n – фактическое число тарелок.

$$x_{\epsilon} = \frac{489,88}{489,88 + 38,38 - \frac{19300 \cdot 13}{10600}} = 0,97$$

Температура паров при выходе в дефлегматор рассчитаем по формуле

$$t = 230 - \frac{230 - t_{\epsilon}}{x_{\epsilon, \epsilon.} } x_{\epsilon}, \text{ }^{\circ}\text{C.}$$

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
						45
	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$t = 230 - \frac{230 - 100,4}{0,978} 0,97 = 128,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Количество сконденсировавшегося масла в верхней части колонны определяем по формуле

$$m = m_{m1} - m_{e1} \frac{1 - x_{e1}}{x_{e1}}, \text{ кмоль/ч.}$$

$$m = 38,38 - 489,88 \frac{1 - 0,97}{0,97} = 23,2 \text{ кмоль/ч или } 3949 \text{ кг/ч.}$$

Масло, оставшееся в паровой фазе: $6525 - 3949 = 2576$ кг/ч направляется для дальнейшей конденсации в дефлегматоре.

Таблица 11

Материальный баланс верхней части колонны, кг/ч

Компоненты	Поступает	Выходит в дефлегматор	Конденсируется	Всего
Бензол	2889	2889	----	2889
Толуол	760	760	----	760
Ксилол	212	212	----	212
Сольвент	21	21	----	21
Поглотительное масло	6525	2576	3949	6525
Водяные пары	8818	8818	----	8818
Итого	19225	15276	3949	19225

Таблица 12

Материальный баланс всей колонны, кг/ч

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Л	№ докум.	Подпись	Дата		46

Поступает из подогревателя:		Выходит
Жидкая фаза	138817	Из нижней части колонны: 128476+3949=132425
Паровая фаза	2970	
Острый пар	7693	Из верхней части колонны: 15276

Продолжение табл.12

Итог: 149480	Итог: 149480
--------------	--------------

Таблица 13

Материальный баланс колонны по компонентам, кг/ч

Компоненты	Поступает		Конденсируется, кг/ч	Выходит	
	Кг/ч	Кмоль/ч		Кг/ч	Кмоль/ч
Бензол	2904	20,83	----	2904	20,83
Толуол	854	5,08	----	467	5,08
Ксилол	212	1,05	----	112	1,05
Сольвент	89	0,18	----	22	0,18
Масло	2576	15,15	2329	247	1,45
Водяные пары	8818	489,88	7535	1283	71,3
Итого	15453	532,17	9864	3756	99,89

2.2. ТЕПЛОВОЙ БАЛАНС

Тепловой расчет конечного газового холодильника.

Приход тепла.

1. Тепло, вносимое коксовым газом с температурой 55°C:

$$Q^1 = 4426692 \text{ ккал/ч.}$$

2. Тепло, вносимое охлаждающей водой с температурой 23°C:

$$Q^2 = 23W.$$

Общий приход тепла:

$$Q_{\text{прих}} = 4426692 + 23W.$$

Расход тепла.

1. Тепло, уносимое коксовым газом из конечного газового холодильника, при температуре выхода 25°C:

- а) тепло, уносимое сухим коксовым газом:

$$q^1 62874 \cdot 0,7 \cdot 25 = 1100295 \text{ ккал/ч;}$$

- б) тепло, уносимое водяными парами:

$$q^2 = 6490(595 + 0,438 \cdot 25) = 7794165 \text{ ккал/ч;}$$

- в) тепло, уносимое бензольными углеводородами:

$$q^3 = 4990 \cdot 0,246 \cdot 25 = 30381 \text{ ккал/ч;}$$

- г) тепло, уносимое сероводородом:

$$q^4 = 1171 \cdot 0,238 \cdot 25 = 6967 \text{ ккал/ч.}$$

Итого уносится коксовым газом:

$$Q^3 = 1772006 \text{ ккал/ч.}$$

2. Тепло, уносимое охлаждающей водой и конденсатом с температурой 35°C:

$$Q^4 = 35(W + 2995) \text{ ккал/ч.}$$

Общий расход тепла:

					УБУ. 30000000. 02. ПЗ	ЛИЕТ
ИЗМ.	ЛИЕТ	№ докум.	Подпись	Дата		48

$$Q_{расх} = 1876831 + 35W$$

Приравнивая приход и расход тепла, получаем расход воды:

$$W = \frac{4426692 - 1876831}{35 - 23} = 212500 \text{ кг/ч или } 212,5 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Тепловые расчеты остального оборудования произведен аналогично.

Таблица 14

Тепловой баланс подогревателя, ккал/ч

Приход тепла		Расход тепла	
Тепло, вносимое маслом	6075150	Тепло, уносимое жидкой фазой	7453010
Тепло, сообщаемое паром	2373250	Тепло, уносимое паровой фазой	983520
Итого:	8448400	Потери тепла наружу	11870
		Итого:	8448400

Таблица 15

Тепловой баланс дистилляционной колонны, ккал/ч

Приход		Расход	
С жидкой фазой из подогревателя	7453010	С паровой фазой	6203815
С паровой фазой из подогревателя	983520	С жидкой фазой	6910930
С острым паром	5007666	Потери тепла наружу	329451
Итого:	13444196	Итого:	13444196

2.3 РАСЧЕТ ОСНОВНОГО АППАРАТ

Определение поверхности абсорбции и размеров скрубберов

Для скрубберов принимаем деревянную хордовую насадку со следующей характеристикой:[7]

Толщина рейки а, м0,01

Расстояние между рейками b, м0,02

Высота рейки с, м0,1

Критическая скорость газа определяется по формуле

$$v = 2,32 \frac{Z}{d_{\text{э}} \rho},$$

где Z – вязкость коксового газа при температуре выхода газа 30 °С, спз $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр насадки:

$$d_{\text{э}}^3 = 2b = 0,04 \text{ (м)},$$

где ρ – плотность газа на выходе, кг/м³.

$$\rho = \frac{G_{\text{к.г.}}}{V_{\text{к.г.}}} \cdot \frac{T_{\text{абс}}}{T} \cdot \frac{P}{P_{\text{абс}}},$$

где $G_{\text{к.г.}}$ – массовый расход коксового газа выходящего из скрубберов, кг/ч; $V_{\text{к.г.}}$ – объем коксового газа выходящего из скрубберов, м³/ч; T – температура коксового газа на выходе из скрубберов, °С; P – давление коксового газа на выходе из скрубберов, мм рт. ст.

$$\rho = \frac{38906}{81636} * \frac{273}{303} * \frac{825}{760} = 0,466$$

					УБУ. 30000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		50

$$v = 2,32 * \frac{0,0127}{0,04 * 0,466} = 1,58 \text{ м/сек.}$$

Требуемое сечение насадки рассчитывается по формуле

$$S_{\text{жс}} = \frac{V}{3600 * v},$$

где V – фактический объем газа на выходе из скрубберов, м³/ч

$$V = V_{\text{к.г.}} * \frac{T}{T_{\text{абс}}} * \frac{P_{\text{абс}}}{P}, \text{ м}^3 / \text{ч}$$

$$V = 81636 * \frac{303}{273} * \frac{760}{825} = 83468 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

$$S_{\text{жс}} = \frac{83468}{3600 * 1,58} = 14,6 \text{ м}^2$$

Общее сечение насадки скрубберов определяется по формуле

$$S_{\text{общ}} = \frac{a+b}{b} S_{\text{жс}}, \text{ м}^2.$$

$$S_{\text{общ}} = \frac{0,01+0,02}{0,02} 14,6 = 21,9 \text{ м}^2$$

Диаметр скруббера рассчитывается по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 * S_{\text{общ}}}{\pi}}, \text{ м}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 * 21,9}{3,14}} = 5,3 \text{ м}$$

Поверхность абсорбции рассчитывается по формуле

$$F = \frac{G}{K * \Delta p_{cp}},$$

где G – массовый расход поглощенных бензольных углеводородов, кг/ч;
 Δp_{cp} – средняя движущая сила абсорбции, мм рт. ст.; K – коэффициент абсорбции из опытных данных равный 0,036 кг/(м²*ч*мм рт. ст.).

$$F = \frac{2226}{0,036 * 0,589} = 104980 \text{ (м}^2\text{)} \text{ или на } 1 \text{ м}^3 \text{ сухого газа } \frac{104980}{78507} = 1,33 \text{ м}^2$$

Поверхность круга насадки рассчитывается по формуле

$$F = U * C,$$

где U – периметр сбегания жидкости по насадке, м; C – высота рейки насадки, м.

$$F = 1460 * 0,1 = 146 \text{ м}^2$$

Необходимое число кругов насадки:

$$n = \frac{F}{f}, \text{ шт.}$$

$$n = \frac{104980}{146} = 719 \text{ шт.}$$

Принимаем три скруббера по 240 кругов насадки и в каждом скруббере 10 секций по 24 круга.

Считая расстояние между секциями 0,5 м, высоту опорных реек 0,12 м и расстояние от верха насадки до крышки и от низа насадки до дна 5 м, получаем общую высоту скруббера :

$$H = 240 * 0,12 + 9 * 0,5 + 5 + 5 = 43,3 \text{ м.}$$

Остальные скрубберы принимаем такого же размера.

Определение размеров конечного газового холодильника

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
						51
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Принимаем линейную скорость газа в свободном сечении полки $v=4,5$ м/сек.

Объемный расход газа на входе

$$V_1 = 2720,56 \frac{273+55}{273} * \frac{760}{858} = 5674,5 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где 55- температура газа на входе, °C; 858- давление газа на входе, мм рт. ст.

Объемный расход газа на выходе

$$V_2 = 10490,98 \frac{273+25}{273} * \frac{760}{847} = 11077,4 \text{ м}^3/\text{ч}$$

где 25 – температура газа на входе, °C; 847 – давление газа на выходе, мм рт. ст.

Средний объемный расход газа

$$V = \frac{5674,5 + 11077,4}{2} = 86026 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Свободное сечение полки рассчитывается по формуле

$$S = \frac{V}{3600 v}, \text{ м}^2.$$

$$S = \frac{86026}{3600 * 4,5} = 5,3 \text{ м}^2$$

Площадь общего поперечного сечения холодильника при доле не занятой насадки, составляющей 25 % определяется по формуле:

$$S_{\text{общ}} = \frac{5,3}{0,25} = 21,2 \text{ м}^2.$$

Диаметр холодильника рассчитывается по формуле

$$D = \sqrt{\frac{4 * S_{\text{общ}}}{\pi}}, \text{ м}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 * 21,2}{3,14}} = 5,2 \text{ м}.$$

Расстояние между полками

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		52

$$H=S/D_{CP},$$

где D_{CP} - средний диаметр, по которому движется газ в горизонтальном направлении, $D_{CP}=0,7 D$

$$D_{CP}=0,7 *5,3=3,7 \text{ м}$$

Тогда

$$H=5,3/3,7=1,4 \text{ м}$$

Принимаем отверстия в полках диаметром 10 мм (0.01 м) с шагом 75 мм (0.075 м).

Максимальная площадь, на которой располагаются отверстия

$$S^0 = \frac{\pi (0,9 D)^2}{4}, \text{ м}^2$$

$$S^0 = \frac{3,14 (0,9 * 5,3)^2}{4} = 17,3 \text{ м}^2.$$

Расстояние струй между двумя полками определяется по формуле

$$f=\pi d H n,$$

где n- количество струй между полками

$$n=S^0/t^2,$$

где t- шаг между отверстиями в полках, м

$$n=17,3/(0,075)^2=3075 \text{ шт}$$

Тогда

$$f=3,14*0,01*1,4*3075=135 \text{ м}^2$$

Коэффициент теплопередачи при непосредственном контакте газа и воды

$$K = \frac{K_i \lambda}{d_{\text{э}}}, \text{ ккал/м}^2 * \text{ч} * \text{град},$$

где λ – коэффициент теплопроводности, равный $0,11 \text{ ккал/м}^2 * \text{ч} * \text{град}$; $d_{\text{э}}$ - эквивалентный диаметр свободного сечения полки, равный

$$0,375D=0,375*5,2=1,95 \text{ м}.$$

K_i - критерий Кирпичева:

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
						53
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

$$K_i = C_0 * Re_z^{0,76} * Pr^{0,33},$$

где $C_0 = 0,7$ – средняя теплоемкость коксового газа.

Критерий Рейнольдса рассчитывается по формуле

$$Re_z = 1000 \frac{\vartheta d_z \rho}{Z},$$

где ρ – плотность коксового газа при средней температуре, равная $0,493 \text{ кг/м}^3$;

Z – вязкость коксового газа при средней температуре, равная $0,0134 \text{ спз}$;

v – средняя скорость газа в холодильнике, равная $4,5 \text{ м/сек}$.

$$Re_z = 1000 \frac{4,5 * 1,95 * 0,495}{0,134} = 324000$$

Критерий Прандтля

$$Pr = 3,6 \frac{CZ}{\lambda}$$

$$Pr = 3,6 \frac{0,7 * 0,0134}{0,11} = 0,307.$$

Тогда

$$K_i = 0,225 * 324000^{0,76} * 0,307^{0,33} = 2350.$$

Тогда

$$K = \frac{2350 * 0,11}{1,95} = 132 \text{ ккал/(м}^2 * \text{ч} * \text{град)}$$

Средняя логарифмическая разность температур в теплопередаче

$$\Delta t_{cp} = \frac{(55 - 35) - (25 - 23)}{2,3 \lg \frac{55 - 35}{25 - 23}} = 7,8$$

Необходимая поверхность теплопередачи

$$F = 2549861 / 7,8 * 132 = 2480 \text{ м}^2$$

В холодильнике необходимо иметь $2480 / 135 = 18$ полок.

При расстоянии между полками $1,4 \text{ м}$ высота газовой части составит

$$18 * 1,4 = 25,2 \text{ м}.$$

Нижнюю часть холодильника для промывки воды смолой принимаем состоящей из 8 полок высотой 12 м.

Общая высота всего холодильника с учетом высоты 4 м, необходимой для двух газовых штуцеров:

$$H=25,2+12+4=41,2 \text{ м.}$$

Определение диаметра дистиляционной колонны

Из нижней части колонны и подогревателя поступает в верхнюю часть колонны 555,4 кмоль/ч паров. Объем этих паров при температуре 135°C и давлении 820 мм рт. ст. находим по выражению:

$$V=555,4 \cdot 22,4 \cdot \frac{273+135}{273} \cdot \frac{760}{820} = 17232 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Принимаем скорость движения паров в колонне 0,68 м/сек

Тогда требуемое сечение колонны

$$S = \frac{V}{3600 \cdot v}, \text{ м}^2$$

$$S = \frac{17232}{3600 \cdot 0,68} = 7 \text{ м}^2$$

Внутренний диаметр колонны

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 7}{3,14}} = 3,0 \text{ м.}$$

Высоту тарельчатой ректификационной колонны определим по формуле

$$H_K = (N - 1) \cdot h + z_B + z_H + z,$$

где h – расстояние между тарелками, м; z_B, z_H – расстояние соответственно между верхней тарелкой и крышкой колонны и между днищем колонны и нижней тарелкой, м; N – число тарелок.

$$H_K = (13 - 1) \cdot 0,85 + 1,4 + 2,5 + 1,2 = 15,3 \text{ м.}$$

Вторую колонну принимаем такого же размера

					УБУ. 3000000. 02. ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		56

Заключение

В дипломном проекте выбрана и описана технологическая схема улавливания бензольных углеводородов. Приведена характеристика сырья и готовой продукции. Были проведены расчеты бензольных скрубберов. А так же были проведены материальные и тепловые расчеты конечного газового холодильника и дистиляционной колонны тарельчатого типа, достоинств именно этой колонны больше, чем колонн других видов.

					УБУ. 3000000 ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		57

Список используемой литературы

1. Банников Л.П. Справочник коксохимика том 3: Улавливание и переработка химических продуктов коксования Банников Л.П -Харьков: Издательский дом ИНЖЭК, 2009.-246 с.,и л- 105 с.
2. Кауфман А. А. Технология коксохимического производства / А. А. Кауфман, Г. Д. Харлампович - Екатеринбург: ВУХИН-КА, 2005. – 198 с.
3. Волков Е.Л. Очистка коксового газа на стадии конечного охлаждения/Кокс и химия – 1992 - 288
4. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии Дытнерский Ю.И. - Москва: Химия,1991. -44 с.
5. Ткачев В.С. Оборудование коксохимических заводов/., Ткачев В.С. Остапенко М.А- Москва: Металлургия,1983-321 с.
6. Лейбович Р.Е. Технология коксохимического производства / Лейбович Р.Е. Яковлева Е.И. – Москва: Металлургия, 1982- 358с.
7. Коробчанский И. Е. Расчеты аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования / И. Е. Коробчанский, М. Д. Кузнецов. – Москва: Металлургия, 1972. – 168 с
8. Шелков А.К. Справочник коксохимика том 3:Улавливание и переработка химических продуктов коксования / Шелков А.К. - Москва: Металлургия, 1970. -450 с.
9. Коляндр Л. Я. Улавливание и переработка химических продуктов коксования / Коляндр Л. Я. – Харьков: Металлургия, 1962. – 198 с.
10. Коляндр Л. Я. Переработка сырого бензола / Коляндр Л. Я. - Харьков: Металлургия,1960.-104с.
11. Дмитриев М.М., Обуховский Я.М., «Краткий справочник коксохимика». Металлургиздат, 1960-185 с.