Введение

Два десятилетия подряд, уголь находился в тени нефтяного дума. Закрывались многочисленные шахты, сотни тысяч горняков теряли свое рабочие место. Беспорядочный, проходящий под нажимом монополий, переход на дешевую, импортированную, в основном с ближнего востока – нефть обрек уголь, на роль «золушки», лишенного будущего. Однако это не произошло в ряде стран, в том числе и в Росси, которые учитывали преимущество энерго-структуры, опирающийся на национальные ресурсы.

Угольные запасы рассредоточены по всему миру. Большинство промышленных стран ими не отделено. Земля таит в себе две богатые угольные зоны. Одна простирается через страны Росси, Китая, Северную Америку, до центральной Европы. Другая, более узкая, и менее богатая, идет от Южной Бразилии через Южную Африку, и Восточную Австралию. Наиболее значительные запасы каменного угля находится в странах: России, Китая и США. Каменный уголь доминирует на западе Европы. Главная каменноугольные бассейны в Евразии: Южный Уэльс, Валансьен-Льеж, Саарско-Лотаргинский, Русский, Астурийский, Кизеловский, Донецкий, Таймырский, Тунгусский, Южно-Якутский, Фуньшуньский; в Африке: Джерада, Абадла, Энугу, Уанки, Витбанк; в Австралии: Большая Синклиналь, Новый Южный Уэльс; в Северной Америке: Грин-Ривер, Юннта, Сан-Хуан-Ривер, Западный, Иллинойский, Аппалачский, Сабинас, Техасский, Пенсильванский; В Южной Америке: Караре, Хунин, Санта-Катарина, Консепсьон. На Украине следует отметить Львовско-Волынский бассейн и богатый месторождениями Донбасс.

Наиболее крупные по объему добычи месторождения каменного угля в мире, это Тунгусский, Кузнецкий, Печорский бассейны - в России; Карагандинский – в Казахстане; Аппалачский и Пенсильванский бассейны – в США; Рурский – в Германии; Большой Хуанхэ – в Китае; Южно-Уэльский – Великобритании; Валансьен – во Франции и др. Применение каменного угля многообразно. Он используется как бытовое, энергетическое топливо, сырье для металлургической и химической промышленности, а также для извлечения из него редких и рассеянных элементов. Угольная, коксохимическая промышленность, отрасли тяжелой промышленности осуществляют переработку каменного угля, методом коксования. Коксование – промышленный метод переработки угля путем нагревания от 950 до 1050ºС без доступа воздуха. Основными коксохимическими продуктами являются: кокс, коксовый газ, продукты переработки сырого бензола, каменноугольной смолы, аммиака.

Из коксового газа углеводороды, извлекают промывкой в скрубберах жидкими поглотительными маслами. После отгонки от масла, разгонки из фракции, очистки и повторной ректификации, получают чистые товарные продукты, бензол, толуол, ксилол и др. Из непредельных соединений, содержащихся в сыром бензоле, получают кумароновые смолы, использующиеся для производства лаков, красок, линолеума и в резиновой промышленности. Перспективным сырьем является также циклопентадиен, который, также получают из каменного угля. Каменный уголь – сырье для получения нафталина и других индивидуальных ароматических углеводородов. Важнейшими продуктами переработки является пиридиновые основания и фенолы.

Путем переработки в общей сложности можно получить более 400 различных продуктов, стоимость которых, по сравнению, со стоимостью самого угля, возрастает от 20 до 25 раз, а побочные продукты, получаемые на коксохимических заводах, превосходят стоимость самого кокса.

Очень перспективным является гидрогенизация угля с образованием жидкого топлива. Для производства 1 тонны нефти расходуется от 2 до 3 тонн каменного угля. Из каменных углей получают искусственный графит. Используется они в качестве неорганического сырья. При переработки каменного угля из него в промышленных масштабах извлекают ванадий, германий, серу, галлий, молибден, цинк, свинец. Зола от сжигания углей, отходы добычи и переработки используется в производстве стройматериалов, керамики, огнеупорного сырья, глинозема, абразивов.

С целью оптимального использования угля производится его обогащение (удаление минеральных примесей).

Как видно из приведенного рефератного обзора, каменный уголь является неотъемлемой частью нашей жизнедеятельности. Разнообразнейшее применение практически во всех целях и отраслях народного хозяйства каменного угля, предполагает и дальнейшую его добычу и переработку.

1 Общая часть

1.1 Пути использования продуктов переработки сырого бензола

Основными областями применения чистого бензола, является синтез этилбензола для производства синтетического каучука и пластмасс. Синтез фенола через хлорбензол, бензосульфакислота или изопропилбензол (кумол).

Фенол является исходным сырьем для производства пластмасс, а также в некоторых случаях капролоктама – исходного вещества для получения капронового волокна, т.о., бензол является исходным продуктом для получения синтетического волокна, а также нитробензола и анилина – исходных продуктов для производства красителей.

Толуол, применяется в основном для производства тринитротолуола, а также в качестве добавки к мототопливам, в ряде случаев толуол, находит применение как растворитель и при производстве фармацевтических препаратов.

Ксилол, обычно применяется в виде смеси трех изомеров и этилбензола, в качестве растворителя. Отдельные изомеры применяются для производства фталевого ангидрида, изофталевой и терефталевой кислот.

Триметил бензол производят обычно в виде смеси, всех изомеров – сольвента.

В последние время сравнительно применяют бензольные углеводороды, в производстве красителей, и в фармацевтике.

Среди непредельных соединений сырого бензола, технически ценным является только высококипящие – стирол, инден и кумарон с гомологами. Они служат сырьем для производства полимеров, так называемых инден-кумароновых смол. Последнее находят довольно широкое применение – для производства ленолиума, типографических красок, пластмасс и главным образом для изготовления облицовочных материалов.

Весьма расширенное применение, находит циклопентадиен, в производстве ядохимикатов, для борьбы с вредителями в сельском хозяйстве.

1.2 Общие принципы переработки сырого бензола

Основная цель переработки сырого бензола – выделение важнейших ароматических соединений, возможно более чистом виде, с наименьшими потерями и получение наряду с этих полезных для народного хозяйства., продуктов и ароматических примесей. Выделение чистых продуктов из сырого бензола осуществляется методом ректификации.

Процесс ректификации сырого бензола осуществляется в колоннах барботажного типа, имеющих внутри колпачковые или ситчатые ректификационные тарелки, на которых осуществляется противоточное взаимодействия потоков пара и жидкости.

В результате многократно чередующих процессов частичного испарения остатка и частичной конденсации паров в колонне, достигается практически полное выделение легкокипящего компонента в паровую фазу и отделение от него, высококипящих компонентов, остатка, который выводится снизу колонны. Основным достижением требуемой степени разделения компонентов в колонне, является подвод тепла вниз колонны и подача холодного агента, на орошение верха колонны.

Орошение ректификационных колонн, может осуществляться двумя способами:

- флегмой – продуктом частичной конденсации паров, выходящих из колонны в аппарате, так называемом дефлегматором;

- рефлюксом – продуктом полной конденсации паров в конденсаторе-холодильнике.

Отбор головной (сероуглеродной) фракции и бензола, производится без острого пара, так как необходимая температура может быть достигнута при обогреве колонн, глухим паром. Толуол и все последующие продукты, отбираются с применением острого пара. Для редистилляции второго бензола используют острый пар и вакуум.

1.3 Состав сырого бензола

Сырой бензол представляет собой смесь большого количества разнообразных химических соединений. Основная масса его компонентов выкипает до 180º. Выше этой температуры кипят содержащиеся в сыром бензоле компоненты поглотительного масла, называемые сольвент-нафтой, и некоторые непредельные соединения. Обычно все расчеты при определении содержания отдельных компонентов в сыром бензоле и их выходов в процессе переработки производится на отгон до 180º.

Наиболее важные по ценности компоненты – бензол и его гомологи, а также некоторые виды непредельных соединений.

Бензол (С6Н6) – первый член гомологического ряда бензольных углеводородов (СnH2n-6),является основным компонентом сырого бензола, содержание которого достигает 55-80%. Температура кипения бензола 80,1 ºC. Ценность бензола определяется тем, что он является основным исходным материалом для органического синтеза пластических масс и других высококачественных продуктов.

Толуол (С6Н5СН3) – следующий за бензолом по своему содержанию компонент сырого бензола. Температура кипения толуола 110,6 ºC. Содержание толуола в сыром бензоле зависит от условий коксования и составляет 10-15%.

Ксилол, производимый в ректификационных цехах, является смесью трех изомеров орто-, мета-, и параксилола (С6Н5(СН3)2) и этилбензола (С6Н5С2Н5). Температура кипения о-ксилола 144,4 ºC; м-ксилола 139,1 ºC и n-ксилола 138,4 ºC. Содержание ксилолов в сыром бензоле составляет 4-7%.

Триметилбензолы (С6Н3(СН3)3) кипят в интервале температур 164-180 ºC и обычно выходят из ректификационных цехов в смеси с ксилолами, этилтолуолами, пропилбензолом под названием сольвентов. Триметилбенщолы в сыром бензоле представлены – псевдокумолом, с температурой кипения 169,35 ºC, мезитиленом с температурой кипения 164,7 ºC и гемимелитолом с температурой кипения 176,08 ºC. Содержание триметилбензолов в сыром бензоле незначительно (0.3-0,7%).

Все бензольные углеводороды в чистом виде представляют собой легкокипящие, бесцветные, прозрачные жидкости, легче воды (плотность при 20ºC равна 0,86-0,880 г/см3), не смешиваются с водой и хорошо от нее отстаиваются.

Все бензольные углеводороды чрезвычайно горючи, легко воспламеняются, а их пары с воздухом образуют взрывоопасные смеси. Это требует большой осторожности и определенных мер безопасности при работе с ними.

На переработку сырого бензола больше всего влияет температура кипения. Благодаря значительному различию температуры кипения бензола, толуола, ксилолов и триметилбензолов, разделение их процессов ректификации не представляет особой сложности.

Разность температур кипения соседних пар при давлении 101,3 кПа (760 мм рт.ст) составляет, ºC:

- сероуглерод-бензол - 33,6

- бензол-толуол - 30,5

- толуол-ксилол - 27,0

- ксилол-сольвент - 25,0

Разность температур кипения изомеров ксилола очень невелика и разделение их посредством ректификации сложно. Поэтому изомеры ксилола выпускаются только в виде смеси.

Непредельные соединения, содержащиеся в сыром бензоле, являются в основном циклическими углеводородами с боковой цепью и без нее, с одной или двумя двойными связями. Для них характерны процессы полимеризации и осмоления, в противоположность весьма устойчивым бензольным углеводородам. Полимеризуясь, непредельные углеводороды образуют смолистые вещества, растворяющиеся в бензольных углеводородах и придающие им желтую окраску различной интенсивности и снижают качества чистых продуктов. Содержание непредельных соединений в сыром бензоле зависит, главным образом, от температуры коксования. С повышением температуры коксования содержание непредельных углеводородов снижается, их состав изменяется в сторону увеличения выхода низкокипящих соединений.

Непредельные соединения распределены между фракциями сырого бензола неравномерно. Наиболее богаты непредельными углеводородами низкокипящие компоненты (до 70 ºC), называемые головной или сероуглеродной фракцией. Высококипящая фракция (выше 145 ºC) называется тяжелым бензолом.

В промышленности для переработки сырого бензола используют два процесса:

- ректификации – разделение смеси в следствии разности температур кипения и ее компонентов;

- очистки – выделение непредельных и сернистых соединений.

2 Специальная часть

2.1 Существующие способы очистки сырого бензола от сернистых и непредельных соединений

Сернокислотная очистка.

Для очистки сырого бензола и его фракций от непредельных и сернистых соединений в промышленности получили применение: сернокислотная очистка и каталитическая гидроочистка.

Для глубокой очистки бензола от примесей насыщенных соединений большее значение приобретает процесс экстрактивной ректификации, который сочетается как методом среднетемпературной гидроочистки, так и с методом сернокислотной очистки. Для глубокой очистки бензола также могут использоваться: очистка хлористым алюминием, хлором, гипохлоритом и фтористым водородом; электролитическая и парофазная очистка с различными активированными контактами; очистка солями ртути и д.р. Однако эти методы пока не получили промышленного применения.

В СССР для очистки коксохимического сырого бензола широко используется метод сернокислотной очистки, обеспечивающий получение продукции высокого качества, отвечающей современным требованиям.

В настоящее время сернокислотная метод очистки применяется в двух вариантах – для очистки фракций БТК и при получении бензола для синтеза.

Очистка фракций БТК. Состав фракций БТК определяется главным образом условиями разделения сырого бензола, выкипающего до 180ºC (на первый и второй), производимого в бензольных отделениях цеха улавливания.

В цехах ректификации, работающих по схеме полунеприрывной или непрерывной ректификации фракции БТК получают, в результате ректификации первого сырого бензола после отбора сероуглеродной фракции. К ней примешивают отгон до 145-150ºC, полученный при редистилляции второго бензола, содержащего толуол, ксилол и высококипящие непредельные соединения – стирол, инден и д.р. Средний состав фракции БТК для заводов Юга (1) и Востока (2) примерно следующий, %:

- Тиофен 1,18-1,35 0,20-0,25

- Бензол 77,50-79,14 82,65-83,30

- Толуол 13,10-14,12 10,9-11,20

- Ксилол 4,12-4,90 3,75-3,90

- Стирол 1,10-1,28 0,88-0,95

- Инден 0,55-0,70 0,25-0,35

- прочие примеси 0,44-0,50 0,69-0,70

Сернокислотный метод очистки фракции БТК состоит в обработке фракции концентрированной серной кислотой (93,0-93,5) с последующей нейтрализацией мытого продукта раствором щелочи (12-15%). Серная кислота в этом процессе является катализатором. Процесс очистки осуществляется в аппаратах периодического или непрерывного действия. При этом удаляются также содержащиеся в сыром бензоле пиридиновые основания, которые связываются с серной кислотой в сульфат пиридина. При последующей нейтрализации мытого продукта щелочью из него удаляются также и фенолы в виде фенолятов натрия.

При взаимодействии фракций БТК с концентрированной серной кислотой протекают несколько параллельных процессов.

- катализируемая кислотой реакция полимеризации непредельных соединений. Под влиянием концентрированной серной кислоты многие непредельные углеводороды фракции БТК легко полимеризуются с образованием полимеров различной степени сложности (димеров, триммеров и т.п.). При этом серная кислота выделяется в свободном виде.

Продукты менее глубокой полимеризации (димеры, триммеры), растворяются в очищаемом продукте и выделяются при ректификации в виде кубовых остатков, а продукты более глубокой полимеризации образуют полимеры, которые выпадают в виде кислой смолки, состоящей из полимеров, серной кислоты и чистых продуктов.

Различные непредельные соединения полимеризуются по-разному. Легкокипящие непредельные соединения (циклопентадиен и др.) полимеризуются очень с большим выделением тепла. Продуктом их полимеризации являются густые и вязкие смолы очень сложного строения.

Высококипящие непредельные соединения (стирол, кумарон и инден) в процессе полимеризации не образуют кислой смолки. Образующиеся полимеры растворяются в чистых продуктах и выделяются в виде кубовых остатков в процессе ректификации.

- реакция сульфирования тиофена и его гомологов с образованием сульфокислоты тиофена, растворимой в воде и кислоте. Реакция сульфирования тиофена протекает очень медленно и для ее ускорения требуется применение серной кислоты высокой концентрации. Метилтиофены сульфируются 93,5%-ной серной кислотой легче тиофена, и удаляются из фракции БТК без затруднения.

Реакция сульфирования подвергаются все бензольные углеводороды. Толуол и ксилол сульфируются легче бензола. С повышением температуры эти процессы усиливаются. За исключением реакции сульфирования тиофена, эти реакции являются нежелательными. Они приводят к образованию кислой смолки, снижают качество, уменьшают выход регенерированной серной кислоты, увеличивают потери чистых продуктов.

- катализируемое серной кислотой алкилирование тиофена непредельными соединениями. В присутствии 93-%ной серной кислоты тиофен с высокой скоростью может алкилироваться непредельными углеводородами разных классов, содержащихся во фракции БТК или добавленных в последнюю при очистке.

2.2 Обоснование выбора технологической схемы для очистки сырого бензола

Наиболее перспективным методом очистки бензола является каталитическая гидроочистка, позволяющая на ряду с глубокой очисткой от сернистых и непредельных соединений, достичь глубокого удаления насыщенных углеводородов.

Сущность процесса каталитической гидроочистки заключается в обработке паров фракции сырого бензола водородом или водородосодержащим газом над катализатором при соответствующих температур, давления и объемной скорости сырья с получением бензола и его гомологов и полного гидрирования содержащихся примесей.

Схема процесса каталитической гидроочистки, состоит из 4-х стадий:

- подогрев и испарение сырья (фракции БТК);

- каталитическая гидроочистка;

- отделение газа и подготовка полученного рафината;

- ректификация рафината с получением конечных продуктов.

При гидрировании под давлением, процесс осуществляется в газовой фазе над катализатором, поэтому необходимо полностью перевести очищаемые продукты в парообразное состояние и отделить их от неиспаряемого остатка. Полученные пары фракции смешиваются с чистым водородом или с коксовым газом (около 57-60% водорода) и подвергаются каталитической гидроочистки.

При получение бензола высокой степени чистоты определяющими, является реакции гидрообессеривание, особенно гидрогенолиз (разрушение) наиболее термически стабильного соединения тиофена. В промышленности широко распространен алюмокобальтмолибденовый катализатор.

Основными факторами, определяющими процесс, является тип катализатора, температура, давление водорода и объемная скорость сырья.

Важной особенностью каталитических методов, является исключение образования неутилизирующих отходов производства и следовательно, повышение выходов и чистоты товарных продуктов.

Химизм процесса гидроочистки заключается в том, что серосодержащие примеси гидрируется с образованием соответствующих углеводородов и сероводорода. Из всех сернистых соединений, содержащихся в сыром бензоле, наиболее устойчивым при гидрировании, а также при термической обработке является тиофен, который не разлагается даже при 800ºC. Однако в присутствии водорода и соответствующих катализаторов, при наличии необходимого давления разложения тиофена происходит сравнительно полно.

Азотосодержащие вещества при гидрировании дают аммиак и углеводороды, кислородосодержащие соединения – воду и углеводороды.

Процесс каталитической гидроочистки может осуществляться по среднетемпературной схеме и по схеме высокотемпературной очистки.

2.3 Описание технологической схемы выбранной для проекта

Фракция БТКС, насосом высокого давления подается на испарительную установку, представляющую собой систему каскадов, в которых последовательно происходит повышение температуры и испарение фракции. Испарение фракции производится непосредственно в поток циркуляционного газа при большей скорости последнего, чтобы предупредить отложение полимеров на поверхности греющей аппаратуры.

После последней секции каскада производится выпуск полимеров в виде 12-15%-ного раствора неиспарившейся фракции БТКС. Раствор полимеров перегоняется для получения дистиллята, который передается в исходную фракцию. Побочным продуктом является полимерная смола.

Температура парогазовой смеси после испарения 170-190ºC и давление 4,0-4,5 МПа (40-45 атм.). после каскада парогазовая смесь направляется в теплообменник, где нагревается циркуляционным газом до 200-230ºC и поступает в форконтактный аппарат. В последнем в присутствии алюмомолибденокобальтового катализатора осуществляется гидростабилизация (форконтактная очистка), при которой протекает процессы насыщения нестабильных непредельных соединений (стирола, индена и др.) в устойчивые насыщенные соединения, гидрогенолиз сероуглерода с образованием метана и сероводорода. В форконтактном аппарате происходит повышение температуры на 15-20ºC за счет экзотермичных реакций гидрирования непредельных соединений.

Гидрогенолиз тиофена, а также гидрирование ароматических углеводородов при температурах форгидрирования не происходит.

Из форконтактного аппарата, парогазовая смесь поступает в трубчатую печь, где нагревается до 340-360ºC. Обогрев печи производят коксовым газом. Из печи парогазовая смесь поступает в реакторный блок, состоящий из 2-х реакторов (контактных аппаратов), имеющих алюмомолибденокобальтовый катализатор. В первом происходит гидрогенолиз (разрушение) основной массы тиофена и в незначительной степени гидрируются ароматические углеводороды. Температура повышается на 15ºC. После первого реактора в систему вводится свежий коксовый газ с температурой 200-220ºC, что позволяет на 15-20ºC повысить температуру перед вторым реактором. Коксовый газ предварительно очищается от сероводорода, оксидов азота и осушается. Газ также освобождается от бензольных углеводородов и легких компонентов головной фракции.

Во втором реакторе происходит гидрогенолиз оставшегося тиофена, в незначительной степени гидрирование бензольных углеводородов. А также гидрирование компонентов введенного коксового газа. Благодаря экзотермичности реакций температура поднимается на 15-20ºC. Повышение температуры в пределах 340-400ºC приводит к более глубокому гидрогенолизу тиофена и одновременному росту содержания насыщенных соединений (циклогексана и метилциклогексана), в результате развития процессов гидрирования.

Снижение активности катализатора производится по содержанию тиофена в рафинате. При содержание водорода в коксовом газе 58-60% содержание его в циркулирующим газе обычно поддерживают на уровне 48-50%.

В первом реакторе гидрогенолизу обычно подвергается 97-98% исходного тиофена, во втором достигается необходимая степень очистки.

При содержание тиофена в исходном сырье 1,0-1,4% после второго реактора оно составляет до 0,0004-0,0006%, содержание n-гептана сохраняется на том же уровне, что и в сырье, а содержание циклогексана и метилциклогексана возрастает.

После второго ректора парогазовая смесь с температурой 360-370ºC поступает в теплообменник, отдает тепло циркулирующему газу и охлаждается до 240-250ºC. С этой температурой она поступает в теплообменники каскадов испарителя, где охлаждается до 120-130ºC, отдавая тепло фракции БТКС.

После теплообменников каскада испарения парогазовая смесь поступает в холодильник, охлаждается до 25-35ºC и поступает в сепаратор высокого давления. В последнем при давлении 3,3-3,6 МПа (33-83 атм.) происходит выделение циркуляционного газа, а конденсат с растворенными газами поступает в сепаратор низкого давления (0,2-0,3 МПа или 2-3 атм.). Рафинат поступает в подогреватель и стабилизационную колонну, в которой происходит выделение остаточного количества газов, а также сероводорода и аммиака.

Рафинат после стабилизационной колонны, поступает в холодильник и попадает в промыватели щелочи, и затем в хранилище, откуда направляется на ректификацию. Циркуляционный газ после сепаратора высокого давления, при помощи компрессора подается в систему.

Энергетические затраты процесса гидроочистки на 1 т сырья (фракции БТКС) составляют: 90-120 кВт·ч электроэнергии;

- 1,89-2,52 МДж (0,45-0,60 Мкал) – пара; 1,5

- 1,5 м3воды.

Выход рафината составляет 98% от исходного сырья.

Процесс гидроочистки отличается большим выходом и сравнительно высоким качеством продуктов, что позволяет компенсировать увеличенные капитальные затраты и расходы по переделу.

2.4 Технологический режим очистки сырого бензола

Предварительная ректификация сырого бензола для получения головной фракции и фракции БТК происходит на головной ректификационной колонне, непрерывным методом.

Массовая доля сероуглерода во фракции БТК, поступающей на химическую очистку, должно быть не более 0,003%. Начало кипения БТК должно быть не более 81-83ºC. Головная фракция набирается в мерник и по мере накопления, откачивается центробежным насосом в газопровод обратного газа.

Окончательная ректификация производится в отпарной, бензольной колоннах и колоннах кубах.

Мытые фракции БТК подается насосом в подогреватель отпарной колонны, из которого продукт в жидкопаровой фазе поступает в отпарную колонну, на тарелки.

С нижней части колонны полимеры стекают в куб отпарки.

Отпаренные бензольные углеводороды через верх отпарной колонны поступают на питательную тарелку бензолоной колонны. Из бензольной колонны, пары чистого бензола поступают в конденсатор-холодильник, после конденсации и охлаждения до 30-40ºC, чистый бензол поступает в сепаратор, затем в рефлюксный бачок, откуда часть бензола подается в виде рефлюкса на орошение колонны в соотношение 1,5:1,0 к сырью, и избыток направляется в контрольные мерки, а затем на склад.

Остаток фракции ТК из колонны поступает в холодильник «труба в трубе», охлаждается и самотеком идет в промежуточные хранилища. Из промежуточных хранилищ, фракции ТК насосом загружается в куб периодического действия, где получается чистые продукты:

- толуол;

- ксилол;

- сольвент;

- и промежуточные фракции.

Чистые продукты после анализа из мерников сбрасывается самотеком в хранилища склада чистых продуктов. Из хранилищ, чистые продукты насосом загружается в цистерны МПС, и отправляются потребителям, после анализа взятого из цистерн. Промежуточные сборники «БТ», «БТКС», сбрасываются в промежуточные хранилища, откуда, по мере накопления, вновь загружаются в куб для получения чистых продуктов.

2.5 Характеристика основного оборудования

Ректификационная головная колонна, диаметр – 1200мм, высота – 26430мм, тарелки – 30 штук, расстояние между тарелками 600мм.

Подогреватель колонны – поверхность нагрева 11м2.

Конденсатор-холодильник, поверхность охлаждения 220м2.

Сепаратор объемом – 1,8м3.

Насосы для подачи сырья и рефлюеса на колонну типа ЛК 5-15, производительностью 13м3/ч, высота напора 60м.

Холодильник БТК площадью охлаждения 30м2.

Отпарная колонна диаметром 1400мм, высотой 18524мм, тарелки типа ТСК-Р в количестве 18 штук, расстояние между тарелками 600мм.

Выносной подогреватель с поверхностью нагрева 30м2.

Куб отпарки бензола, емкостью 6м3 с подогревателем.

Центробежные насосы К 5-15.

Хранилища для мытой фракции «БТКС» диаметр - 5700мм, высота – 4100мм, объем – 100м3.

Колонна чистого бензола, диаметром – 1400мм, высота – 26430мм, тарелок – 30 штук, расстояние между тарелками 600мм.

Конденсатор-холодильник с поверхностью охлаждения – 220м2.

Сепаратор объемом – 3м3.

Холодильник «труба в трубе» - 3 секции.

Рефлюксный бачок объемом – 0,28м3.

Рефлюксные насосы типа ЛК-5-15.

Подогреватель с поверхностью нагрева – 23м3.

Мерники для чистого бензола, объемом – 5,5м3.

Агрегаты периодического действия.

Куб для разгонки чистых продуктов диаметром - 3400мм, длиной -14200мм.

Колонна куба диаметром – 1800мм, высотой – 25400мм, тарелок 30 штук.

Конденсатор-холодильник с поверхностью охлаждения – 220м2.

Сепаратор объемом – 3м3.

Мерники объемом – 5,5м3 (каждый).

Рефлюксные насосы типа ЛК-5-15.

Основными аппаратами для ректификации сырого бензола и его фракций, является ректификационные колонны непрерывного и периодического действия, изготовленные из углеродистой стали. Колонны оснащены ректификационными колпачковыми тарелками типа ТСТ (с туннельными колпачками), типа ТСК-Р (с капсульными колпачками), и с ситчатыми тарелками. Число тарелок в ректификационных колоннах составляет 30-35 штук, в отпарной колонне 15-18 штук. Диаметр определяется ее производительностью и колеблется в пределах 1-2м. высота колонны может быть 15,5-30,0м. Для нагрева продукта в нижней части колонны применяют подогреватели: кожухотрубные выносные и U-образными трубками. Для охлаждения жидкого остатка ректификационной колонне применяют холодильники «труба в трубе», обеспечивающие требуемое охлаждение.

Процесс ректификации сырого бензола осуществляется в колоннах, имеющих внутри, колпачковые или ситчатые ректификационные тарелки, на которой достигается противоточное взаимодействие потоков пара и жидкости. В результате многократно чередующихся процессов, частичного испарения остатка и частичной конденсации паров в колонне достигается практически полное выделение легкокипящего компонента в паровую фазу и отделение от него высококипящих компонентов – остатка, который выводится снизу колонны. Основным условием достижения требуемой степени разделения компонентов в колонне, является подвод тепла вниз колонны и подача холодного орошения наверх колонны.

Орошение ректификационных колонн, может осуществляться двумя способами:

- флегмой – продуктами частичной конденсации паров, выходящих из колонны в аппарате, называемом дефлегматором;

- рефлюксом – продуктом полной конденсации паров в кондесаторе-холодильнике.

Интенсивность орошения колонны характеризуется отношением количества рефлюкса к количеству дистиллята, которое называется рефлюксным числом. Изменение рефлюксного числа достигается изменением количества отбираемого дистиллята.

Для нагрева сырья и испарение легкокипящего компонента, нагрева и испарения рефлюкса, в нижнюю часть колонны подается глухой пар в выносные подогреватели. Предусмотрена подача острого пара. Степень разделения компонентов в колонне зависит от режима работы ректификационного агрегата и определяется температурами внизу и вверху колонны.

Температура внизу колонны характеризует полноту выделения легкокипящего компонента и должна соответствовать температуре кипения остатка, она регулируется количеством подаваемого в колонну глухого или острого пара. Чистота дистиллята регулируется изменением подачи рефлюкса на орошение и контролируется температурой верха колонны, которая должна соответствовать температуре кипения дистиллята.

Отбор остатка регулируется обычно так, чтобы уровень жидкости в кубе был постоянным. Если в следствии увеличения подачи смеси или увеличение в ней высококипящего компонента, уровень жидкости в кубе повышается, следует увеличить отбор остатка. В колоннах непрерывного действия применяют автоматическое регулирование, например: отбор дистиллята управляется регулятором температуры верхней части колонны; подача пара управляется регулятором температуры нижней части колонны; отбор остатка управляется регулятором уровнем жидкости в кубе. При периодической ректификации регулирования процесса производят путем увеличение флегмового числа с таким расчетом, чтобы состав дистиллята не изменяется. При этом по мере протекания процесса понижается скорость перегонки, т.е. уменьшается количество отбираемого дистиллята.

2.6 Лабораторный контроль

Таблица 1

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Наименование пробы | Точка отбора | Определяемые показатели | Периодичность отбора проб | Количество пробы | Кто отбирает |
| 1.Головная фракция | Фонарь | Плотность, пределы кипения п.к. отгон до 75ºC, 95% | 1 раз в смену | 0,2 л | Отбор-цех, анализ-лаборатория |
| 2.Сырой бензол из головной колонны БТК | Из смотрового стекла | Плотность, разгонка, конец кипения | 1 раз в смену | 0,2 л | - |
| 3.Фракция ТКС | Из бензольной колонны | Начало кипения | 4 раза в смену | 0,2 л | - |

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 4Чистые продукты | Из рабочего хранилища | Пределы кипения, окраска, тиофен, бромное число, сероуглерод, реакция | 1 раз в смену | 0,5 л | - |
| - | Из мерника | - | По мере накопления | 0,5 л | - |
| 5Мытые и промежуточные продукты | Из кубов п.к. 100% | Пределы кипения п.к. 100ºC, 110ºC, 125ºC,150ºC, 180ºC, окраска, реакция | После каждой загрузки куба | 0,5 л | Отбор-цех, анализ-лаборатория |
| 6Кубовые остатки | Из куба после сгонки | Массовая доля воды и углеводородов | После разгонки | 0,5 л | - |
| 7Полимеры | Из бочка полимеров, после отпарной колонны | Массовая доля воды и углеводородов | 1 раз в смену | 0,5 л | - |
| 8Инден-кумароновая фракция | Из хранилища | Массовая доля смолообразующих и нафталина | 1 раз в смену | 1,0 л | - |
| 9Инден-кумароновая фракция | Из мерника | Плотность, пределы кипения | По мере накопления | 0,5 л | - |

2.7 КИП и автоматизация очистки

Таблица 2

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Объект автоматического регулирования | Регулируемый параметр | Устанавливаемая основная аппаратура автоматики |
|  | Расход сырья. | Регулятор ПР3-21 – дифмонометр-расходомер ДМПК-100. регулирующий клапан КЯ. |
| Отделение мойки бензола | Подача серной кислоты на мойку в зависимости от нагрузки.  Расход воды на регенерацию серной кислоты.  Расход свежей щелочи. | Регулирующий блок соотношение РПС-1М. Ротамер. Панель дистанционного управления БПДУ-А. Регулирующий клапан ПКИ.  Регулирующий блок соотношение РПС-1М. Ротамер. Регулирующий клапан.  Регулирующий блок, Ротамер. |

3 Охрана труда

3.1 Техника безопасности в цехе ректификации сырого бензола

Перед началом работы аппаратчик должен:

а) надеть положенную по нормам спецодежду;

б) проверить:

- наличие на рабочем месте газозащитной аппаратуры и средств пожаротушения, инструкций;

- наличие на рабочем месте и исправность измерительных приборов;

- отсутствие печей и разливов бензольных продуктов;

- работу вентиляционных систем;

- освещенность рабочего места;

- технологический и температурный режим, режим давления.

в) следить за герметичностью коммуникаций не допускать утечек продуктов и паров, через неплотность аппаратуры, коммуникаций и арматуры, а также через сальниковые уплотнения насосов;

г) не оставлять открытыми лазы и замерные люки аппаратов;

д) в процессе работы, контролировать исправность монометров, установленных на всех агрегатах отделения ректификации, а при обнаружении неисправных монометров, немедленно сообщить начальнику смены;

е) не допускать повышения давления на кубах, ректификационных колоннах выше 0,05 МПа (0,5 кг/см);

ж) при пуске агрегатов ректификационных колонн, подачу пара на подогреватели осуществлять медленным и постепенным открыванием вентиля, следить за показанием манометра. Перед началом подачи пара, открыть вентиль на линии схода конденсата с подогревателей мимо конденсационного горшка и закрыть его после того, как выйдет весь конденсат из подогревателей и подогреется конденсатопровод;

з) непрерывно следить за состоянием сальниковых уплотнений центробежных насос отделения ректификации;

и) измерение уровней в емкостях производить при помощи щупов с нанесенными на них рисками;

к) непрерывно следить за давлением технической воды по мономентру. При падении давления воды в коллекторе ниже 0,12 МПа (1,2 кгс/см3) немедленно прекратить подачу пара на агрегаты ректификационных колонн, сообщив об этом начальнику смены;

л) систематически следить за работой контрольного и общецехового сепаратора, не допускать попадания бензольных продуктов в канализацию;

м) следить за чистотой воздушек аппаратуры, огнепреградителей;

н) следить за постоянной работой вентиляционных систем;

о) не допускать производства ремонтных работ на действующих колоннах, кубах, хранилищах, мерниках и других технологических аппаратах;

п) следить за исправным состоянием заземления хранилищ, коммуникаций, металлоконструкций, за наличием токопроводящих перемычек на фланцевых соединениях трубопроводов;

р) соблюдать правила пуска насосов: паровые насосы пускать при открытых задвижках на нагнетании, центробежные – при закрытой задвижке на нагнетании;

с) надевать защитные очки при выполнении работ, когда возможно образование брызг, распускание фланцев, набивка сальников и т.д.;

т) набивка сальников на насосах, задвижках, ремонт коммуникаций, производить совместно с дежурным слесарем в присутствии газоспасателя и с разрешения начальника смены, предварительно сняв давление с системы опорожнив ее;

у) канавы, колодцы, тоннели должны быть перекрыты крышками, плитами или ограждены барьерами;

ф) сбрасывать продукты в хранилищах склада, только убедившись в наличии места в резервуарах;

х) аппаратчик перегонки должен быть обученным в газовом хозяйстве, правилам пользования кислородоизолирующими аппаратами и огнетушителями;

ц) запрещается производить работы, не свойственные аппаратчику, как замена ламп, ремонт электрических устройств, КиП и т.п.;

ч) запрещается сброс чистых продуктов из мерников в хранилища без проверки на соответствии их ГОСТ и ТУ;

ш) на каждом рабочем месте должны иметься технологические инструкции, правила и инструкции в соответствии с ПТЭ, а также необходимый инвентарь и инструмент.

3.2 Противопожарные мероприятия в цехе

По пожарной безопасности все задания на коксохимическом предприятии делятся на следующие категории:

- 1 категория. К этой категории относятся помещения связанные с применением или выработкой жидкостей с температурой вспышки паров 28℃ и ниже, горючих газов, пределов взрываемости которых 10% и ниже, веществ воспламенение, которых может последовать вследствие воздействия воды или кислорода. К этой категории относятся помещения, оборудование бензольного отделения, цехов ректификации, отделения получения инден-кумароновых смол и чистого нафталина, склады бензольных углеводородов.

- категория. Производство, связанное с выработкой жидкостей, температура вспышки которых в пределах от 28 до 120℃ и газов, предел взрываемости которых больше 10%. Сюда относится отделение дистилляции смолы, отделение кристаллизации, аммиачное отделение.

- категория. Производство, связанное с обработкой или применением твердых сгораемых веществ и материалов, а также жидкостей с температурой вспышки больше 120оС. Сюда относятся пековые парки, хранилища смолы.

- категория. Производство, связанное с обработкой не сгораемых веществ и материалов в раскаленном состоянии с образованием искр и пламени. Сюда относятся наружные рабочие места коксовых печей, кузнечные, механические мастерские.

- категория. Производство, несгораемых веществ и материалов в холодном состоянии. Сюда относятся известковые отделения, склад сульфата аммония.

3.3 Основные вредности в цехе ректификации сырого бензола и мероприятия по защите от них

В рабочей зоне завода, а именно в цехе происходит накопление в воздухе участвующих в технологическом процессе веществ (бензол, толуол, ксилол), которые при длительном вдыхании могут вызвать отравление организма человека, понижение гемоглобина в крови, может привести к различным аллергическим реакциям и помутнению рассудка. В связи с этим Минздрав РФ были установлены предельно допустимые концентрации основных вредных веществ в воздухе, приведены в таблице 3

ПДК бензольно-ректификационном цехе:

Таблица 3

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Наименование продуктов | ПДК мг/м3 | Температура вспышки ℃ | Температура самовоспламенения |
| Бензол | 5 | 11 | 534 |
| Толуол | 50 | 4 | 536 |
| Ксилол | 50 | 29 | 590 |
| Сольвент | 100 | 34 | 520 |
| Фенол | 5 | 75 | 595 |
| Сероуглерод | 10 | 43 | 90 |
| Сероводород | 10 | - | 246 |

Результатом действия этих веществ является, разрушительное действие на организм. Яды производства могут проникать в организм через дыхательные органы, жедудочно-кишечный тракт, кожу. Результат действия этих веществ выражается по разному и как правило, с течением некоторого промежутка времени вызывая профессиональные заболевания.

Воздействия основных вредных компонентов:

- окись углерода. При вдыхании вытесняется кислород из крови и вступает в связь с соединениями гемоглобина, образуя, карбокстгемоглобин, вследствие чего к тканям легких не поступает кислород. При содержании в крови более 60% карбокстгемоглобина наступает смерть. Хроническое отравление вызывает головные боли, вялость и снижение памяти.

- сероводород. Сильный яд для центральной нервной системы, в больших концентрациях вызывает отравления, сопровождающиеся судорогами и потерями сознания, смерть наступает от паралича сердца. Хронические отравления вызывает понижение памяти, интеллекта, процесс идет необратимо.

- аммиак. При высоких концентрациях вызывает удушье, приступы кашля, головокружения, рвоту, задержку мочи.

- сероуглерод. Вызывает головную боль, легкое опьянение, при более высоких концентрациях достаточно несколько вздохов для летального исхода.

- фенол. Острые отравления редки, хронические отравления выражается в раздражении дыхательных путей, расстройстве пищеварения, тошноте, общей и мышечной слабости, потливости, кожному зуду, бессоннице.

- пиридин. Страдает нервная система, при хронических отравлениях наблюдается кашлем, рвотой, сильным падением веса, болями в суставах.

Серьезную проблему представляли выбросы бензольных углеводородов из воздушников технологического оборудования и цехов ректификации сырого бензола. Потери составляли около 2% от массы сырого бензола. В настоящее время разработана двухступенчатая схема охлаждения парогазовой смеси с конденсацией продуктов и последующей абсорбцией бензольных углеводородов охлажденными сольвентами или ксилолами. Для снижения риска получения профессионального заболевания или острого отравления необходимо строго следовать правилам техники безопасности, т.е. применять индивидуальные средства защиты, такие как фильтрующие противогазы малого габарита ПФМ-1, с индивидуальными защитными патронами.

ПЗУ, шланговые противогазы: ПШ-1, ПШ-2, ПФМ-1 (при повышенных концентрациях), респираторы: РПГ-67А, РУ-60М, РПМ-62, ежегодно проходить медосмотр, употреблять в пищу продукты, способствующие восстановлению организма.

4 Расчетная часть

4.1 Расчет выхода химических продуктов коксования с заданной производительности по валовому коксу

- 2400000·0,94=2256000 т/г

- Рассчитать расход сухой угольной шихты для производства:

т/г;



- Выход химических продуктов коксования с 1 тонны сухой шихты:

Сух. кокс. газ – 15 %

Wраб – 7,8 %

Wпир – 2,2 %

Смола – 4,0 %

б/у – 1,0 %

H2S – 0,5 %

Кокс – 77 %

NH3 – 0,3 %

Сух. кокс. газ = т/г



Wраб = т/г



Wпир = т/г



Смола = т/г



б/у = т/г



H2S = т/г



Кокс = т/г



NH3 = т/г



Vк.г. =



VWp =



VWn =



Vсмола =



Vб/у =



VH2S =



VNH3=



Сводная таблица материального баланса цеха по сырью и продуктам кокса

Таблица 4

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Наим-ие сырья | Кол-воКг/ч | По весу т/ч | т/г | Наим-ие продукта | По весу Кг/ч | т/ч | т/г | По объему М3/ч | М3/г |
| Шихта влажная  Шихта сухая | 360500 | 360,5 | 3158400 | К.в  К.г  Смола  б/у  Н2S  NH3  Wпир | 257500  50200  13400  3400  1700  1000  7400 | 257,5  50,2  13,4  3,4  1,7  1,0  7,4 | 2256000  439480,5  117194,8  29298,7  14649,3  8789,6  64457,1 | -  976623,3  26251,6  6562,9  3281,4  1968,9  80213,3 | -  8555220108  229964016  57491004  28745064  17247564  702668508 |
|  |  |  |  | Итог  Wраб  Итого | 2600 | 26 | 2929870,1  228529,9  3158400 | 284392,8 |  |

4.2 Расчет размеров сероуглеродной колонны

Расчет цеха ректификации сырого бензола

Годовая производительность цеха по сырому бензолу с отгоном до 180ºС – 50000 т/г.

Собственного бензола из отделения дистилляции бензола 29298,7 т/г:

Привозного бензола 50000-29298,7=20701,3 т/г

Годовая производительность по легкому сырому бензолу до 150ºС-97%:

Gл.б.=50000·0,97=48500 т/г

Число рабочих дней в году 330

Часовая производительность отделения:

или м3/ч.



Второго бензола:

Gт/б=т/г.



Агрегат для отбора головной фракции сероуглеродной колонны.

Поступает в колонну 6124 кг/ч. Отбирается головной фракции – 3%. Потери на агрегате принимаем 1%.

Обирается головной фракции

6124·0,03=183,72 кг/ч

- потерь 6124·0,01=61,24 кг/ч

Фракции БТКС

Отношение рефлюкса к сырью принимается 0,7.

Количество подаваемого рефлюкса:

Gр=6124·0,7=4286,8 кг/ч

Объем паров на верху колонны при t=60ºC:

м3/ч



Принимаем скорость паров в свободном сечении ϑ – 0,6 м/с:

- тогда

;



.



Устанавливается колонна диаметром 1200мм и числом тарелок 35. расстояния между тарелками 600мм. Нижняя колонна используется как сборник фракции БТКС. Емкость сборника 4,85м3 время пребывания продукта:

τ=



Подогреватели колонны.

Подогреватели рассчитываются из условий работы на холодном сырье, т.е. когда подогреватель остановлен на чистку.

Тепловой баланс колонны.

- сырьем вносится тепло, при t=25ºC

Q1=Gб/у·Сб/у·t

Q1=6124·1,86·25=288746,6 кДж/ч

- рефлюксом при t=30 ºC

Q2=Gp·Cp·t

Q2=4286,8·1,886·30=242547,2 кДж/ч

Всего Qприх.=531293,8 кДж/ч

Расчет тепла.

- уходит с парами:

1 кДж/ч



- уносится остатком при t=91 ºC:

Q2=8230,08·1,886·91=1412495 кДж/ч

- потери тепла в окружающее пространство:

Q3’=F·α·Δtср.

Поверхность сероуглеродной колонны - F1=110м2;

Поверхность одного подогревателя - F2=5,6м2;

Поверхность агрегата:

F=110+2·5,6=121,2м2

Средняя разность температур, применяют для зимнего периода:

Δtср.= ºC



По опытным данным, тепловые потери в колонне составил:

α1=59,92 кДж/м2·град.

Q3=121,2·59,92·97,5=708075 кДж/ч

Qобщ=5124464 кДж/ч

Необходимо сообщить тепла греющим паром:

Qпара=5124464-531293,8=4593171 кДж/ч

Теплосодержание пара поступающего в подогреватели:

P=490,5кПа

t=200ºC, 2798,08 кДж/кг;

Теплосодержание конденсата при 120 ºC, 504,06 кДж/кг.

Полезное тепло, отдаваемое паром, будет:

Q=2798,08-504,06=2294,02 кДж/ч.

Расход пара составляет:

Gпара= кг/ч



Средняя разность температур, считая от температуры конденсации пара t-158,1 ºC.

158,1 158,1

95 95 = 65,1 ºC.

63,1 67,1

Коэффициент теплопередачи, принимаем равным 2095 кДж/м2·град.

Необходимая поверхность подогревателей:

F= м2



Учитывая необходимость частой чистки подогревателей, устанавливается 2-а подогревателя – 23м2, - 530мм, - 3455мм.

Подогреватель сырья.

Подогреватель рассчитывается на нагрев сырья до 90 ºC, и испарения его на 50%.

Расход тепла в подогревателе:

Qрасх=8573·1,886·(90-25)+360,34·0,5=2595561 кДж/ч

Расход пара:

Gпара= кг/ч



Средняя разность температур:

158,1158,1

90\_\_ 25\_\_\_

68,1133,1

Δtср=º



Коэффициент теплопередачи – K=1676 кДж/м2·град.

Тогда необходимая поверхность подогревателя:

F=



F=м2



Принимаем подогреватель сырья – 16,7м2, - 325мм, - 5982мм.

Конденсатор-холодильник.

Количество отнимаемого тепла:

Q=(4286,8+342,92)·360,34+1,886·(60-28)=1668333,6 кДж/ч

Расход охлаждающей воды учитывая 3% тепловых потерь составит:

Vводы=м3/ч



Средняя разность температур:

28

\_40\_\_ \_25\_\_

20 3

Δtср= ºC.



Коэффициент теплопередачи – 1467 кДж/м2·град.

Необходимая поверхность конденсатора:

F=



F=м2



Принимается конденсатор-холодильник – 220м2.

Сепаратор.

В сепаратор поступает:

V=м3/ч.



Устанавливается сепаратор d-800мм, - 4100мм, - ϑ-1,8м3.

Время отстаивания будет:

что достаточно.



Холодильник остатка.

В холодильнике остатка необходимо отнять тепла:

Q=GБТКС·СБТКС·t;

Q=8230,08·1,886·(91-30)=946838 кДж/ч.

Тепловые потери холодильника по опытным данным составляют:

2·град.



Наружная поверхность одной секции холодильника – 18,2м2.

Средняя разность температур в летнее время:

º.



Тепловые потери холодильника при 3-х работающих секциях:

Q=F··t·3;



Q=18,2·41,9·35,5·3=81215 кДж/ч.

Расход воды:

Тепло отнимаемое водой:

Qводы=м3/ч.



Средняя разность температур:

ºC.



Коэффициент теплопередачи принимаем: К=1467 кДж/м2·град.

Необходимая поверхность холодильника:

F=2.



Устанавливается холодильник из 3-х секций, по 10,5м2, резервной секции всего 4 секции. Скорость движения фракции при параллельном включении будет:



Где 0,0026 – площадь сечения одной трубы в м2.

Мойка фракции БТКС.

В моечном отделении поступает:

- фракции БТКС – 8230,08 кг/ч.

Погоны общего, второго бензола в количестве 10%:

GБТКС=



Всего в моечном отделении поступает – 8230,08+63,13=8293,21 кг, или

V=м3/ч.



Принимаем расход кислоты 5,5% от сырого бензола:

GH2SO4=



Принимаем расход щелочи 0,3% от сырого бензола:

GNaOH=



В пересчете с 92%-ой щелочи на 40%, расход щелочи будет:

GNaOH=



В пересчете на 12% щелочи:

GNaOH=



Выход регенерированной серной кислоты принимается 75%, от расхода кислоты. Концентрация регенерированной серной кислоты 45%.

Количество регенерированной серной кислоты:

Gp·NaOH= или V=м3/сутки.



Смесители.

В кислотной смеситель поступает фракции БТКС – 9,5м3/ч,

- кислоты: V=м3/ч.



Время контакта в смесители принимается 2 мин.

Необходимая емкость смесителя:

V=3.



Устанавливается 2 рабочих смесителя, и 1 резервный, емкостью 0,25м3.смесители оборудованы пропеллерными мешками с числом оборотов 930об/мин.

Паровые смесители для регенерации кислоты.

Регенерация проводится в четырех шарах. Время контакта с водой принимается, 10 сек. считая по продукту.

- объем, пара будет:

V=3;



- диаметр шара:

D=.



Скорость продукта в переходных патрубках принимается:



Диаметр переходных трубок будет:

D=



Принимается диаметр патрубка 38мм. Шары чугунные, эмалированные.

Шаровые смесители для нейтрализации фракции.

Нейтрализация производится в 4 шарах. Время контакта при нейтрализации принимается, также 10 сек., считая по продукту.

Устанавливается шары d=0,2м. скорость продукта в переходных патрубках принимается – 1,8 м/с.

Диаметр переходных патрубков будет:

D=



Принимается диаметр патрубка 44мм. Шары чугунные, эмалированные.

Отстойники.

Для фракции БТКС и регенерированной серной кислоты, время отстоя принимается 1 час. Устанавливается отстойник d-1800мм, h-в месте с конической частью 4400мм. Емкость V-7м3, отстойник футерованный.

Для регенерации кислоты, время отстоя принимается 32 часа. Устанавливается отстойник d-2200мм, h-5300мм. Емкость, V-15м3. отстойник футерованный.

Для кислой смолки.

Емкость, V-3,9м3, d-2200мм, h-1200мм с коническим днищем. Время отстаивания 1 сутки.

Для фракции БТКС и щелочи.

Время отстоя принимается 2 часа. Устанавливается отстойник, d-1600мм, h-7200мм, емкость, V-14м3.

Куб для отпарки кислой смолки.

Выход кислой смолки принимается 2% от бензола до 180ºC:

Gк.см.=



Количество отработанной щелочи 3,5т/сут.

Устанавливается куб для отпарки емкостью 10м3, рассчитанный на производстве 1-2 операции отпарки в сутки. Запас емкости в кубе предусматривается возможность подачи воды и вспенивания при процессе отпарки.

Конденсатор к кубу.

Содержание бензола в смоле и щелочи может достигать 30%.

Время отпарки острым паром принимается 4 часа. Для этих условий устанавливается конденсатор, поверхность контакта 42м2 с сепаратором.

Отпарка мытой фракции БТКС.

При условии потерь на мойке 2%, отказной агрегат будет поступать 8293,21 кг/ч БТКС.

- тогда G=8293,21·0,98=8127,34 кг/ч.

Количество и примерный состав поступающего на отпарку мытого сырого бензола с отгоном до 160ºC.

Литература

1 Коляндр Л.Я «Улавливание и переработка химических продуктов коксования» М. Металургиздат 1961 с.468

2 Фурмер И.Э, Общая химическая технология: - М: – 1977 с.334

3 Лейбович Р.Е Технология коксохимического производства: - М: Металлургия 1982 с.359