

**МИНИСТЕРСТВО ВЫСШЕГО И СРЕДНЕЕ СПЕЦИАЛЬНОГО
ОБРАЗОВАНИЯ РЕСПУБЛИКИ УЗБЕКСИТАН**

ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

**КАФЕДРА ОРГАНИЧЕСКОЙ ХИМИИ И ТЯЖЕЛОГО
ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА**

Оценка проекта _____

Члены рабочей группы:

доц. Х.И. Кадиров _____

проф. О.С. Максумова _____

проф. А. Икрамов _____

доц. Б.М. Абдураимов _____

ст.пред. Г.Т. Абдураззакова _____

КУРСОВОЙ ПРОЕКТ

Тема: Расчет реактора производства катализатора для синтеза ацетальдегида гидратацией ацетилена в ОАО «Навоiazот». Производительность 28000 тонн в год

Руководитель: _____ **доц. Исмоилова Л.А.**

Студент 25р-10 группы _____ **Исломов Донёр**

ТАШКЕНТ – 2014

ТАШКЕНТСКИЙ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ

**ФАКУЛЬТЕТ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ ТОПЛИВА И
ОРГАНИЧЕСКИХ СОЕДИНЕНИЙ**

**КАФЕДРА ОРГАНИЧЕСКОЙ ХИМИИ И ТЯЖЕЛОГО
ОРГАНИЧЕСКОГО СИНТЕЗА**

«УТВЕРЖДАЮ»

Заведующий кафедрой «ОХ и ТОСС»

_____ доц. Х.И. Кодиров

«__» _____ 2014 г.

ЗАДАНИЕ ПО КУРСОВОМУ ПРОЕКТУ

Предмет: Приборы и оборудования органического синтеза

5320400- Химическая технология (производства продуктов органического
синтеза)

Студент 25-10 группы Исломов Донёр

Тема: **Расчет реактора производства катализатора для синтеза
ацетальдегида гидратацией ацетилен в ОАО «Навоизот».**

Исходные данные для курсового проекта:

Производительность 28000 тонн в год

Используемые методические пособия: Методическая пособия для
выполнения курсовой работы по химической технологии (технология
основного органического синтеза)

Ключевые слова: Материальный баланс, тепловой баланс, механический
расчет

Подпись руководителя: доц. Исмоилова Л.А.

Подпись студента: Исломов Донёр

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	4
Технология производства кадмий-кальций-фосфатного катализатор	6
Характеристика основного сырья и готового продукта	9
Реакторы с перемешивающими устройствами	10
Производство кадмий-кальций-фосфатного катализатора синтеза ацетальдегида из ацетилена	14
Материальный расчет	18
Механический расчет реактора	20
Выводы	32
Использованная литература	33

ВВЕДЕНИЕ

В докладе Президента Республики Узбекистан **И.А. Каримова** на заседании кабинета министров республики Узбекистан «Наша главная задача - дальнейшее развитие страны и повышение благосостояние народа» посвященного итогам 2009 года отмечено, что «... особое внимание должно быть обращено на дальнейшее развитие производства, прежде всего в легкой, текстильной и пищевой промышленности по более углубленной переработке хлопковолокна, другой сельскохозяйственной продукции и сырьевых ресурсов, промышленности строительных материалов, организацию выпуска готовой качественной продукции, пользующейся устойчивым спросом».

Президент Республики Узбекистан **И.А.Каримов** в своем произведении «Мировой финансово-экономический кризис, пути и меры по его преодолению в условиях Узбекистана» указывает на дальнейшее интенсивное проведение реконструкции, модернизации, технические перевооружение промышленных предприятий, широко внедрение инновационных технологий, прежде всего, относится к отрасли экономики экспортоориентированных и локализуемых производств.

Технический прогресс химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей, пищевой и некоторых других отраслей промышленности тесно связан с применением катализаторов. Катализаторы позволяют значительно снизить себестоимость продукции, как правило, улучшают ее качество. Громадное значение приобретают катализаторы в решении проблемы очистки отходящих газов от вредных примесей.

Производство катализаторов стало самостоятельной быстро развивающейся отраслью промышленности. В настоящее время в промышленности используют свыше 200 видов твердых катализаторов, разрабатываются сотни новых, усиливается контроль за их качеством.

Катализаторы играют исключительно важную роль в живой природе. Боресков отмечает, что почти все реакции в живых организмах сами по себе

происходят медленно и только благодаря участию биологических катализаторов протекают с достаточной для организмов скоростью.

Человечество может многому поучиться у живой природы в области катализа. В то же время людям, создающим новые катализаторы, едва ли целесообразно полностью моделировать природные условия, поскольку они имеют возможность применять более высокие концентрации реагентов, температуры и давления, чем в обычных природных условиях.

"Значение катализаторов и каталитических процессов в нефтепереработке и нефтехимии невозможно переоценить. Ведь именно они являются базой технического прогресса в важнейших областях обеспечения потребностей современного человеческого общества. Дело прежде всего в том, что нефть различных месторождений содержит обычно лишь от 5 до 20 % легкокипящих фракций, соответствующих бензину. Потребность же в бензине при современном развитии автомобильного и авиационного транспорта огромна. Кроме того, моторные топлива, отогнанные непосредственно из нефти, обычно получают низкого качества. Применение же каталитического крекинга и риформинга в сочетании с другими современными методами переработки позволяет повысить выход высокооктановых бензинов до 75% от массы нефти. Моторные топлива получают также при каталитическом гидрировании каменного угля с применением металлических катализаторов.

Технология производства кадмий-кальций-фосфатного катализатор

Каталитические процессы весьма разнообразны. Каждый из них специфичен, что отражается и в конструкции реактора. Однако с развитием технического прогресса все в большей степени типизируются реакторы и все более четко классифицируются каталитические процессы и реакторы. Выше уже рассмотрено деление каталитических процессов по ряду признаков.

Классификация по фазовому составу имеет решающее влияние на устройство каталитических реакторов. В случае применения твердых катализаторов все каталитические процессы по виду основной фазы можно разделить на газовые и жидкостные. Наличие жидкой фазы в двух или трехфазной системе предопределяет в основном вид катализатора, режим процесса и устройство реактора. Поэтому процессы в реагирующей системе газ – жидкость с твердым катализатором мы будем также относить к жидкостным.

В основном контактные массы – это сложные системы, состоящие из ряда компонентов, каждый из которых несет свою функциональную нагрузку. Однако в целом активность катализатора не есть аддитивная величина двух или нескольких соединений, а может принимать экстремальные значения, соответствующие определенным свойствам системы в целом. Причем последняя окончательно формируется под действием реакционной среды. Исследования, проведенные рядом ученых в области катализа, показали, что под действием реакционной среды устанавливается химический состав, характеризуемый определенной активностью, которая подчас не находится в прямой зависимости от исходного состояния контактной массы.

Катализатор – это участник химического взаимодействия между реагентами. Качество катализаторов определяет основные показатели химических производств, использующих контактные массы: выход продукта, интенсивность процесса, длительность непрерывной работы реакторов. В то же время затраты катализатора, как правило, составляют лишь доли процента

в себестоимости целевого продукта производства. Поэтому в производстве катализаторов, в отличие от большинства крупнотоннажных продуктов, определяющей характеристикой является не себестоимость, а активность и устойчивость в работе. Это обстоятельство следует учитывать в технологии катализаторов. При изучении и развитии технологии катализаторов нужно рассматривать все последовательные стадии производства с точки зрения влияния их на активность и устойчивость катализаторов в эксплуатации. Следовательно, перед изучением или разработкой технологии какого-либо катализатора необходимо знать условия катализа. Создание катализаторов, обладающих высокой активностью и устойчивых в работе при значительном колебании параметров технологического режима катализа, является целью технологов–разработчиков новых катализаторов.

Катализаторы на носителях, получаемые методом пропитки

Контактные массы, относящиеся к этой группе, получают нанесением активных компонентов на пористую основу (носитель). Как правило, для данного процесса носитель является малоактивным или даже инертным материалом. Однако имеются контактные массы, и которых носитель вступает во взаимодействие с катализатором, более или менее глубоко воздействуя на его каталитические свойства. Промотирующее действие может быть обусловлено эпитактическим изменением межатомных расстояний в катализаторе или модификацией «валентности» вследствие включения в кристаллическое поле. В зависимости от типа реакторных устройств катализаторы на носителях изготавливают в виде таблеток, шариков, мелких сфер или порошков.

Обычно пористую основу пропитывают раствором, содержащим не активные компоненты катализатора, а соединения, которые переходят в эти компоненты при соответствующей обработке. Чаще всего применяют соли, анноны которых можно легко удалить в процессе термообработки: нитраты, карбонаты, ацетаты и т. д. Для синтеза металлических катализаторов вначале

получают на носителях их окислы, которые затем восстанавливают (чаще всего водородом) до металла.

При получении катализатора из нерастворимых солей совмещают пропитку с осаждением, причем наносят сначала один компонент, а затем другой. В этом случае осадок образуется прямо в порах носителя. Часто требуется, чтобы активное вещество не растворялось в ряде жидкостей: воде, углеводородах, спиртах и т. д. Для этого готовят катализатор в виде суспензии, наносят последнюю на подложку, затем подвергают всю систему термической обработке.

Пропитка зернистого носителя в общем случае состоит из следующих стадий: 1) эвакуация газа из пор носителя; 2) обработка носителя раствором; 3) удаление избытка раствора; 4) сушка и прокаливание.

Средах окислительного характера, не подвержены ножевой коррозии. Используется для сварного оборудования емкостного, теплообменного и трубопроводов. Применяется от -253 до +610 °С.

Характеристика готового продукта и основного сырья

Оксид кадмия (англ. Cadmium oxide) — химическое соединение с формулой CdO . CdO — основное сырьё для производства других соединений кадмия. Редко встречается в природе в минерале монтепоните. Оксид кадмия может образовывать кристаллическую структуру, сходную с решёткой $NaCl$. Вещество может образовывать бесцветный порошок или кристаллы красно-бурого цвета. Оксид кадмия является полупроводником n-типа.

Получение и структура

Так как соединения кадмия часто находят в цинковых рудах, то оксид кадмия преимущественно является побочным продуктом производства цинка. Его можно получить, прокаливая кадмий на воздухе. Пиролиз более сложных производных кадмия, таких как нитрат или карбонат кадмия, также даёт этот оксид. CdO в чистом виде имеет красный цвет, но обычно он имеет другую окраску из-за разнообразных примесей в «дырках» кристаллической решётки.

Использование

CdO — важный полупроводниковый материал. CdO впервые был использован для производства плёнки в 1907 году, широко использовался в фотодиодах, фототранзисторах и тому подобном оборудовании.

Токсикология

Оксид кадмия обладает токсическим действием: вдыхание паров может привести к летальному исходу; наряду с другими соединениями кадмия, оксид канцерогенен.

Оксид кальция (окись кальция, негашёная известь или «кипелка», «кирабит») — белое кристаллическое вещество, формула CaO .

Негашёная известь и продукт её взаимодействия с водой — $Ca(OH)_2$ (гашёная известь или «пушонка») находят обширное использование в строительном деле.

Физические свойства

Оксид кальция — белое кристаллическое вещество, кристаллизующееся в кубической гранцентрированной кристаллической решетке, по типу хлорида натрия.

Применение

Основные объёмы используются в строительстве при производстве силикатного кирпича. Раньше известь также использовали в качестве известкового цемента — при смешивании с водой оксид кальция переходит в гидроксид, который далее, поглощая из воздуха углекислый газ, сильно твердеет, превращаясь в карбонат кальция. Однако в настоящее время известковый цемент при строительстве жилых домов стараются не

применять, так как полученные строения обладают способностью впитывать и накапливать сырость.

Категорически недопустимо использование известкового цемента при кладке печей — из-за термического разложения и выделения в воздух удушливого диоксида углерода.

Некоторое применение также находит в качестве доступного и недорогого огнеупорного материала — плавленный оксид кальция имеет некоторую устойчивость к воздействию воды, что позволяет его использовать в качестве огнеупора там, где применение более дорогих материалов нецелесообразно.

В промышленности для удаления диоксида серы из дымовых газов как правило используют 15 % водной раствор. В результате реакции гашеной извести и диоксида серы получается гипс CaCO_3 и CaSO_4 . В экспериментальных установках добивались показателя в 98 % отчистки дымовых газов от диоксида серы.

Также используется в «самогреющей» посуде. Контейнер с небольшим количеством оксида кальция помещается между двух стенок стакана, а при прокалывании капсулы с водой начинается реакция с выделением тепла

Пентаоксид фосфора, также оксид фосфора(V) (фосфорный ангидрид, пятиокись фосфора) — неорганическое химическое соединение класса кислотных оксидов с формулой P_4O_{10} , также используется формула P_2O_5 .

Пары оксида фосфора(V) имеют состав P_4O_{10} . Твердый оксид склонен к полиморфизму. Существует в аморфном стекловидном состоянии и кристаллическом. Для кристаллического состояния известны две метастабильные модификации пентаоксида фосфора — гексагональная Н-форма ($a = 0,744$ нм, $\beta = 87^\circ$, пространств. гр. $R3C$) и орторомбическая О-форма ($a = 0,923$ нм, $b = 0,718$ нм, $c = 0,494$ нм, пространств. гр. $Rpat$), а также одна стабильная орторомбическая О-форма ($a = 1,63$ нм, $b = 0,814$ нм, $c = 0,526$ нм, пространств. гр. $Fdd2$). Молекулы P_2O_5 (Н-форма) построены из 4 групп PO_4 в виде тетраэдра, вершины которого занимают атомы фосфора, 6 атомов кислорода располагаются вдоль ребер, а 4 — по оси третьего порядка тетраэдра. Эта модификация легко возгоняется (360°C) и активно взаимодействует с водой. Другие модификации имеют слоистую полимерную структуру из тетраэдров PO_4 , объединенные в 10-членные (О-форма) и 6-членные (О'-форма) кольца. Эти модификации имеют более высокую температуру возгонки ($\sim 580^\circ\text{C}$) и менее химически активны. Н-форма переходит в О-форму при $300\text{—}360^\circ\text{C}$.

P_4O_{10} применяют как осушитель газов и жидкостей. Также он является промежуточным продуктом в производстве ортофосфорной кислоты H_3PO_4 термическим способом.

Широко используется в органическом синтезе в реакциях дегидратации и конденсации.

Реакторы с перемешивающими устройствами

Аппараты с перемешивающими устройствами для переработки жидкостей или суспензий могут работать как в условиях периодической загрузки и выгрузки материала, так и непрерывно. Для непрерывной работы устанавливают обычно батареи или каскады реакторов с последовательным перетоком реагентов. Большинство аппаратов, предназначенных для проведения указанных выше операций, представляют собой вертикальные цилиндрические сосуды, снабженные мешалками и устройствами для теплообмена, загрузки, выгрузки, измерений режимных параметров.

В производстве катализаторов большое применение нашли аппараты периодического действия. Это связано главным образом с относительно невысокой тоннажностью подавляющего большинства предприятий, а также обусловлено и некоторыми преимуществами такого рода аппаратов перед реакторами непрерывного действия. В условиях производства катализаторов наиболее важными являются следующие достоинства реакторов периодического действия:

простота загрузки реагентов и выгрузки полупродуктов, а также точность дозировки, позволяющая добиться высокой стабильности химического состава катализатора;

возможность точного и плавного изменения параметров проведения процесса и последовательной переработки одной партии реагентов на всех стадиях производства с пооперационным контролем, что облегчает выявление причин отклонения качества катализатора от нормы и уменьшает вероятность браковки больших партий катализатора; более высокая технологическая надежность при переходе от лабораторных исследований к организации промышленного выпуска, что способствует ускорению завершения научно-исследовательских разработок и быстрому освоению новых технологий.

Как правило, рассматриваемые реакторы являются типовыми аппаратами, изготавливаемыми из сравнительно небольшого числа

нормализованных по размерам однородных деталей, смена большинства которых возможна без демонтажа самого реактора. Подобные аппараты применяют в различных производствах.

Устройства для теплообмена разделяют на внутренние и наружные.

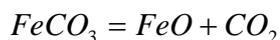
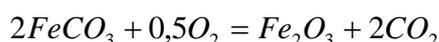
Наружные теплообменные элементы выполняются, как правило, в виде рубашек или змеевиковых каналов, примыкающих к наружной стенке корпуса аппарата. Реже в производстве катализаторов используют внутренние погружные змеевики. Применять такие змеевики в сосудах с вязкими жидкостями или при наличии осадка не рекомендуется. В корпусах некоторых чугунных аппаратов при их отливке предусматривают змеевиковые каналы для осуществления теплообмена. Разработаны конструкции аппаратов с различными вращающимися теплообменными поверхностями, выполняющими одновременно роль перемешивающих устройств. Такие аппараты позволяют увеличить теплосъем за счет добавочной поверхности теплообмена в объеме аппарата и повышенной эффективности теплообмена от реакционной среды к вращающейся поверхности. Установка теплообменного перемешивающего устройства позволяет увеличить удельную площадь поверхности теплообмена в 1,8 раза, а его интенсивность в 1,6 – 2,0 раза. В качестве хладагента чаще всего используют воду. Из теплоносителей наибольшее распространение как самый доступный и дешевый имеет водяной пар.

Устройства для механического перемешивания. Перемешивающие устройства служат для гомогенизации смесей в различных системах, а также для интенсификации процессов тепло- и массообмена. При перемешивании достигается однородность концентрации и температуры в объеме реактора. Различают механическое, гидравлическое и пневматическое перемешивание. Наиболее распространено механическое перемешивание. Чаще всего аппараты комплектуют с лопастными, пропеллерными, якорными, рамными и турбинными мешалками. Лопастные и пропеллерные мешалки применяют для перемешивания жидкостей с вязкостью до 4 Па/с. Рамные, якорные и

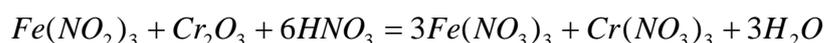
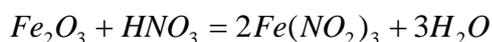
турбинные мешалки обеспечивают перемешивание жидкостей с вязкостью до 40 Па/с. Преимуществом пропеллерных и турбинных мешалок является быстроходность, высокая эффективность, малый пусковой момент, что значительно упрощает их эксплуатацию. Конструкции и характеристики мешалок рассмотрены в работе. Интенсивность и эффективность работы мешалок являются критериями при оценке их применения в конкретных технологических процессах, проводимых в рассматриваемых реакторах.

Интенсивность действия определяют временем работы аппарата, необходимым для достижения технологического результата. Эффективность оценивают энергозатратами на перемешивание. При одинаковых конструкциях мешалок интенсивность зависит от частоты вращения перемешивающего устройства и соотношений геометрических размеров. Интенсифицировать процесс можно, либо увеличивая частоту вращения, либо уменьшая отношение диаметра корпуса аппарата D_a к диаметру вращения лопастей мешалки d_m . Эти результаты получены при перемешивании маловязких жидкостей. За основу сравнения взята пропеллерная мешалка, интенсивность и эффективность которой приняты за единицу.

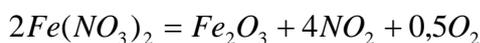
Карбонат железа промывают методом декантации, фильтруют, сушат и прокаливают при 600 °С. Получают закись-окись железа по реакциям;



При смешении окислов железа с CrO_3 и HNO_3 протекают реакции:



Полученную однородную массу формируют на шнек-прессе, сушат и прокаливают при 550 °С. При этом соли разлагаются:



Увеличение кажущейся плотности катализатора сопровождается соответствующим уменьшением удельного объема пор. Заметное уменьшение удельной поверхности начинается при 300 °С и происходит в основном из-за уменьшения степени шероховатости стенок пор. Катализатор марки 482 более устойчив к действию сернистых соединений и нашел более широкое применение в промышленности, чем 481-10. Срок службы его составляет ~ 3 лет.

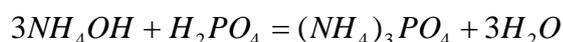
Производство кадмий-кальций-фосфатного катализатора синтеза ацетальдегида из ацетилена

Кадмий-кальций-фосфатную контактную массу, используемую для парофазной гидратации ацетилена, выпускают в виде цилиндрических гранул серого цвета, состоящих из смеси соединений Ca, Cd и фосфора. Диаметр гранул равен их высоте и достигает 5 мм. Состав катализатора (в вес. %): CdO–10–13; CaO–40–45; P₂O₅–41–45. Для лучшей избирательности необходимо, чтобы 10–15% фосфатов, входящих в состав массы, представляли собой кислые соли. Соотношение в катализаторе средних и кислых фосфатов выражается молярным отношением, для средних фосфатов это отношение равно 3, для кислых – 2.

При оптимальном составе катализатора это отношение должно составлять 2,65–2,90. Масса с отношением $MeO/P_2O_5 < 2$ имеет низкую прочность и не может быть сформована, а с отношением $MeO/P_2O_5 > 2,9$ – обладает малой избирательной способностью. Насыпная плотность катализатора составляет 0,7–0,9 г/см³, удельная поверхность – 90 мг механическая прочность, определенная в стандартных условиях – 60%.

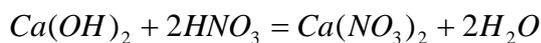
Основные этапы производства: 1) приготовление рабочих растворов фосфата аммония, аммиачной воды, нитратов кальция и кадмия; 2) осаждение фосфатов Ca и Cd; 3) фильтрование; 4) сушка и таблетирование осадка.

В баке 2, снабженном мешалкой, разбавляют аммиачную воду от концентрации 20–25% NH₃ до содержания 90 – 100 г/л NH₃. В реакторе с мешалкой I готовят раствор фосфата аммония. Для этого в реактор заливают воду, насосом из хранилища подают ортофосфорную кислоту, из разбавителя 2 – аммиачную воду. При температуре, не превышающей 35 °С, идет реакция:

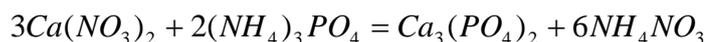
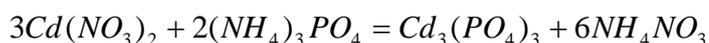


Тепло реакции отводят с помощью водяной рубашки. Раствор фосфата аммония через фильтр 3 насосом подают в сборник 5, откуда он поступает в

бак-осадитель 6 для получения фосфата кальция и кадмия. Раствор $Ca(NO_3)_2$ готовят в баке с мешалкой 7, приливая раствор HNO_3 к суспензии известкового молока:



Полученный раствор поступает в емкость 8 для отстаивания. Осветленную жидкость через мерник 9 подают в смеситель 10. Туда же поступает раствор $Cd(NO_3)_2$ приготовленный в баке 11 растворением сухой соли кадмия в воде. Осаждение фосфатов кальция и кадмия производят в реакторе 6 в течение 2 ч при 30 °С. Далее в реактор 6 заливают раствор нитратов из сборника 10 и одновременно при непрерывном перемешивании подают раствор $(NH_4)_3PO_4$ из сборника 5. При этом идет осаждение солей:



Суспензию фосфатов Ca и Cd насосом подают на фильтрование и промывку в автоматический фильтр-пресс 12. Выгруженный с фильтра осадок раскладывают на противни полочной вагонетки 13 и подают в камерную сушилку 14 (температура сушки 100–110°С). Сухой катализатор смешивают с графитом в смесителе 15 и таблетуют.

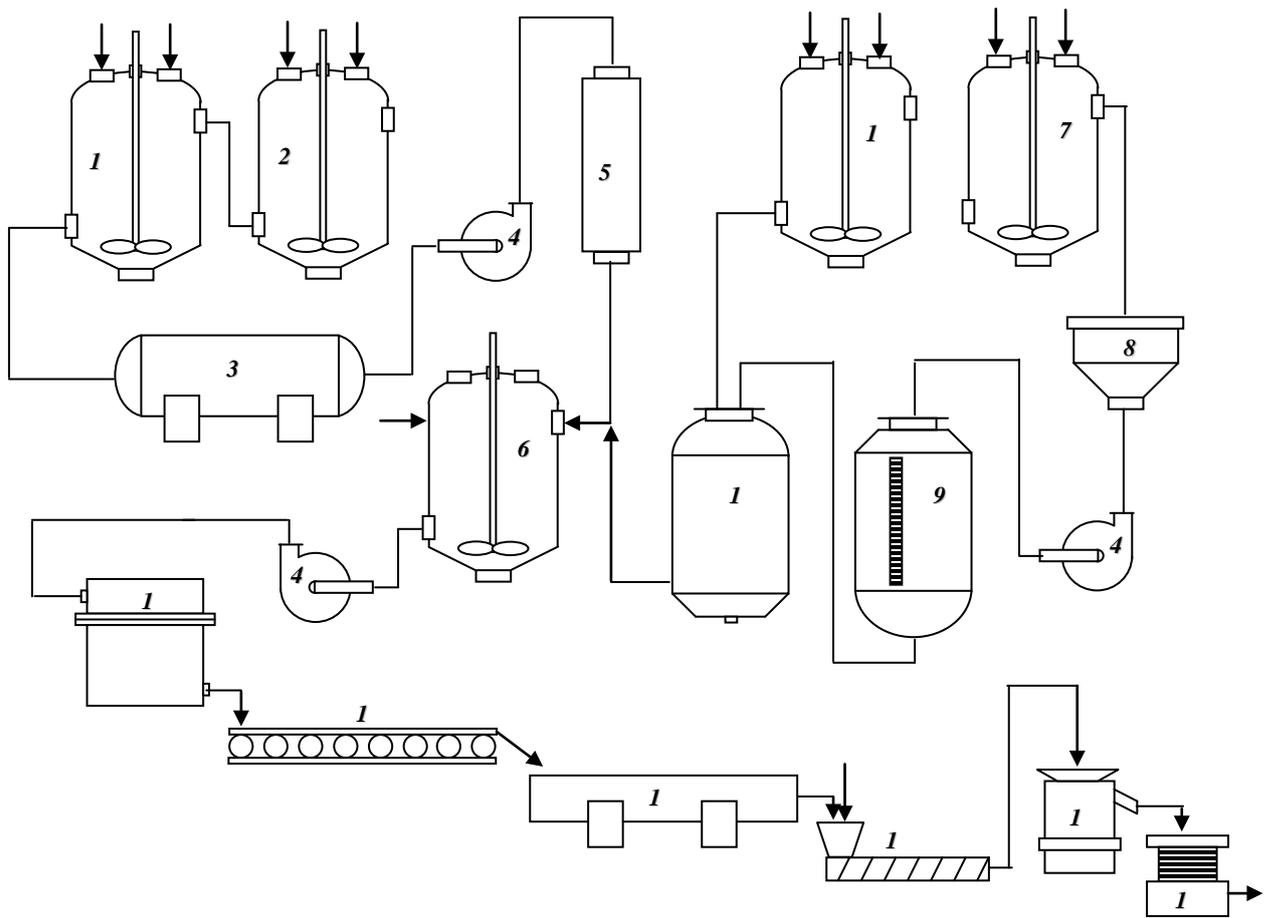
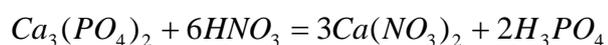
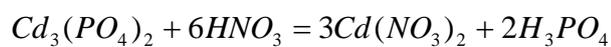


Рис.1. Схема производства кадмий-кальций-фосфатной контактной массы: 1 – бак-реактор; 2 – бак-разбрызгиватель; 3 – фильтр; 4 – насос; 5 – сборник реактор; 6 – бак-осадитель с мешалкой; 7 – бак-реактор с мешалкой; 8 – отстойник; 9 – мерник; 10 – сборник; 11 – бак-растворитель с мешалкой; 12 – автоматический фильтр-пресс; 13 – вагонетка; 15 – смеситель твердой фазы; 16 – мешалка; 17 –таблеточная мешалка.

В процессе работы содержащиеся в катализаторе кислые фосфаты переходят в пирофосфаты, и таким образом катализатор представляет собой смесь средних фосфатов и пирофосфатов Ca и Cd . В производстве используют также отработанный катализатор, который растворяют в азотной кислоте при $\sim 80^{\circ}C$:



После отстаивания раствор нитратов и фосфорная кислота поступают на приготовление контактной массы.

В процессе гидратации ацетилена идет постепенное накопление кокса и смол на катализаторе, что ведет к уменьшению конверсии ацетилена.

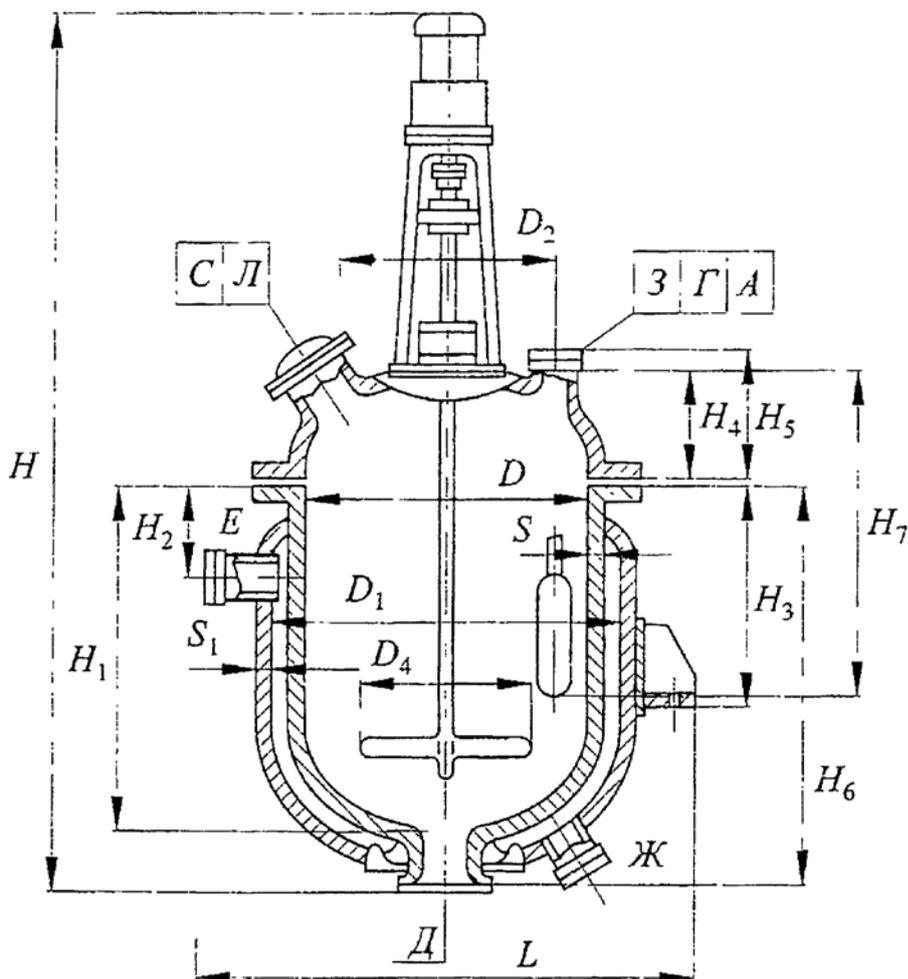


Рис.2. Реактор для производства кадмий-кальций-фосфатного катализатора.

Конструктивное исполнение стальных эмалированных аппаратов с эллиптическим дном, крышкой и лопастной мешалкой

Материальный расчет

Химико-технологическая система по производству промышленных продукции состоит из совокупности подсистем, в каждой из которых реализуется физические, химические и физико-химические процессы, протекающие в различных аппаратах, объединенных в технологическую схему. Совокупность операций, позволяющих получить целевой продукт из исходного сырья, представляет собой химико-технологический процесс.

При разработке химико-технологических процессов проводятся разнообразные расчеты для количественной оценки протекающих операций, способов производства одной и той же продукции, подбора реакционных и других аппаратов, а также для определения оптимальных значений параметров технологического процесса. Во всех случаях при расчетах учитываются законы гидродинамики, тепло-, массопередачи и химической кинетики, поэтому расчеты материальных потоков обычно сочетаются с энергетическими расчетами, для этого составляют материальный и энергетический балансы.

Материальный расчет, наряду с тепловым, является основой технологических расчетов. Для любого аппарата, задействованного в химико-технологическом процессе, его части, либо совокупности аппаратов можно составить материальный и тепловой балансы. Расчеты производственного оборудования, коммуникаций производятся после определения материальных потоков сырья и продуктов синтеза, представленных в виде материального баланса процесса.

В производстве кадмий-кальций фосфатного катализатора для гидратации ацетиленов основным сырьем являются оксиды кальция, кадмия и фосфора.

Данный катализатор выпускают в виде цилиндрических гранул серого цвета, состоящих из смеси соединений Ca, Cd и фосфора. Диаметр гранул равен их высоте достигает 5 мм. Состав катализатора (в вес. %): CdO–10–13; CaO–40–45; P₂O₅–41–45. Для лучшей избирательности необходимо, чтобы

10–15% фосфатов, входящих в состав массы, представляли собой кислые соли. Соотношение в катализаторе средних и кислых фосфатов выражается молярным отношением, для средних фосфатов это отношение равно 3, для кислых – 2.

При оптимальном составе катализатора это отношение должно составлять 2,65–2,90. Масса с отношением $MeO/P_2O_5 < 2$ имеет низкую прочность и не может быть сформована, а с отношением $MeO/P_2O_5 > 2,9$ – обладает малой избирательной способностью. Насыпная плотность катализатора составляет 0,7–0,9 г/см³, удельная поверхность – 90 мг механическая прочность, определенная в стандартных условиях – 60%.

И данный приведенный выше рассчитаем необходимое сырьё для выпуска катализатора в количестве 28000 тонн год.

Вход			Выход		
Наименование	Количество, кг	%, расход	Наименование	Количество, кг	%, расход
CdO	3360	12	Катализатор	28000	100
CaO	12040	43			
P ₂ O ₅	12600	45			
Сумме	28000	100	Сумме	28000	100

Механический расчет реактора

Определение среднего мольного состава суспензии в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$X_{vr} = \frac{X_F + X_D}{2}$$

б) в нижней части реактора:

$$X_{nr} = \frac{X_F + X_w}{2}$$

Определение среднего мольного состава пара в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$Y_{vr} = \frac{Y_F + Y_D}{2}$$

б) в нижней части реактора:

$$Y_{nr} = \frac{Y_F + Y_w}{2}$$

Средние молярные массы суспензии в верхней и нижней частях реактора :

а) в верхней части реактора:

$$M_A = M_{A1} \cdot X_{vrA} + M_O (1 - X_{vrA})$$

б) в нижней части реактора:

$$M_I = M_{A1} \cdot X_{vrA} + M_O (1 - X_{nrI})$$

Определение средних молярных масс пара в верхней и нижней частях реактора: а) в верхней части реактора:

$$M'_A = M_A \cdot Y_{vrA} + M_O (1 - Y_{vrA})$$

б) в нижней части реактора:

$$M'_I = M_A \cdot Y_{vrA} + M_O (1 - Y_{nrI})$$

Определение средней плотности пара в верхней и нижней частях реактора:

$$\rho_{y,A} = \frac{M'_A \cdot T_O}{22,4} = \frac{M'_A \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t_{vrA})}$$

$$\rho_{y,I} = \frac{M'_I \cdot T_0}{22,4} = \frac{M'_I \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t_{vrl})}$$

Средняя плотность пара в реакторе:

$$\rho_{y,I} = \frac{M'_I \cdot T_0}{22,4} = \frac{M'_I \cdot 273}{22,4 \cdot (273 + t_{vrl})}$$

$$\rho_{y,I} = \frac{(\rho_{y,A'} + \rho_{y,f})}{2}$$

Средняя плотность суспензии в реакторе:

$$\rho_{AE} = \frac{(\rho_{A'} + \rho_O)}{2}$$

Определение средней плотности суспензии в верхней и нижней частях реактора:

$$\rho_{XB} = \rho_B \cdot X_{srB} + \rho_T \cdot (1 - X_{srB})$$

$$\rho_{XH} = \rho_B \cdot X_{srH} + \rho_T \cdot (1 - X_{srH})$$

Определение мольной массы исходной смеси и дистиллята:

$$M_F = M_A \cdot X_F + M_O \cdot (1 - X_F)$$

$$M_D = M_A \cdot X_D + M_O \cdot (1 - X_D)$$

Расчет средних массовых расходов по суспензии для верхней и нижней частей реактора:

$$L_B = D \cdot R \cdot \frac{M_B}{M_D}$$

$$L_H = \left(D \cdot R \cdot \frac{M_H}{M_D} \right) + \left(F \cdot \frac{M_H}{M_F} \right)$$

Расчет средних массовых расходов пара для верхней и нижней частей реактора:

$$G_B = D \cdot (R + 1) \cdot \frac{M'_B}{M_D}$$

$$G_H = D \cdot (R + 1) \cdot \frac{M'_H}{M_D}$$

Расчет рабочей скорости пара в верхней и нижней частях реактора по уравнению:

а) в верхней части реактора:

$$\omega_A = N \cdot \sqrt{\frac{\rho_{AB}}{\rho_{yA}}}$$

б) в нижней части реактора:

$$\omega_I = N \cdot \sqrt{\frac{\rho_{AB}}{\rho_{yI}}}$$

где C – коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния между тарелками, рабочего давления в реакторе, нагрузки реактора по суспензии.

Диаметр реактора определяется по уравнению:

а) в верхней части реактора:

$$D_A = \sqrt{\frac{4 \cdot G_A}{\pi \cdot \omega_A \cdot \rho_{y,A}}}$$

б) в нижней части реактора:

$$D_I = \sqrt{\frac{4 \cdot G_I}{\pi \cdot \omega_I \cdot \rho_{y,I}}}$$

Скорость пара в реакторе при стандартном диаметре:

а) в верхней части реактора:

$$\omega_A = \frac{4 \cdot G_A}{\rho_{y,A} \cdot \pi \cdot D_{no}^2}$$

б) в нижней части реактора:

$$\omega_I = \frac{4 \cdot G_I}{\rho_{y,I} \cdot \pi \cdot D_{no}^2}$$

Средняя скорость пара рассчитывается по формуле:

$$\omega_{cc} = \frac{(\omega_A + \omega_I)}{2}$$

Гидравлическое сопротивление суспензии:

$$\Delta P = \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{pod} + \Delta P_v$$

Гидравлическое сопротивление сухой суспензии в верхней и нижней частях реактора : а) в верхней части реактора:

$$\Delta P_{сyx,B} = \frac{\xi \cdot \omega_o^2 \cdot \rho_{y,B}}{2}$$

б) в нижней части реактора:

$$\Delta P_{\text{сyx},H} = \frac{\xi \cdot \omega_o^2 \cdot \rho_{y,H}}{2},$$

где ξ – коэффициент сопротивления, числовое значение которого можно принимать равным от 1.1 до 2.0;

ω_o – скорость пара в отверстиях площадь соприкосновения в $\frac{i}{n}$.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta P_\sigma = \frac{4 \cdot \sigma}{d_o}$$

Где σ – поверхностное натяжение в $\frac{I}{i}$;

d_o – диаметр отверстий площадь соприкосновения в i .

Объемный расход суспензии в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$V_{AE,A} = \frac{D \cdot R \cdot M_A}{3600 \cdot \rho_{AE} \cdot M_D}$$

б) в нижней части реактора:

$$V_{AE,I} = \left(\frac{D \cdot R}{M_D} + \frac{F}{M_F} \right) \cdot \frac{M_H}{3600 \cdot \rho_{AE}}$$

Высота слоя над сливной перегородкой в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$\Delta h_B = \left(\frac{V_{Ж,В}}{1,85 \cdot L_C \cdot k} \right)^{\frac{2}{3}}$$

б) в нижней части реактора:

$$\Delta h_H = \left(\frac{V_{Ж,Н}}{1,85 \cdot L_C \cdot k} \right)^{\frac{2}{3}},$$

Где L_c – периметр слива;

$k = \frac{\rho_{pg}}{\rho_g}$ – отношение парожидкостного слоя к плотности суспензии,

принимается равным 0,5.

Высота парожидкостного слоя на тарелке в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$h_{ng,B} = h_{per} + \Delta h_B$$

б) в нижней части реактора:

$$h_{ng,H} = h_{per} + \Delta h_H,$$

где h_{per} – высота переливного порога

Сопротивление парожидкостного слоя на тарелке в верхней и нижней частях реактора :

а) в верхней части реактора:

$$\Delta P_{ia,A} = 1,3 \cdot h_{ia,A} \cdot 0,5 \cdot \rho_{AE} \cdot g \cdot k$$

б) в нижней части реактора:

$$\Delta P_{ia,I} = 1,3 \cdot h_{ia,I} \cdot 0,5 \cdot \rho_{AE} \cdot g \cdot k$$

Эффективность площадь соприкосновения по Мэрфи:

$$E_{my} = \frac{E'_{my}}{1 + e \cdot \lambda \frac{E'_{my}}{[m(1-\theta)]}}$$

$$E'_{my} = \frac{E''_{my}}{1 + e \cdot \lambda \frac{E''_{my}}{[m(1-\theta)]}}$$

$$E''_{my} = \frac{E_y}{B} \cdot \left[\left(1 + \frac{B}{S} \right)^S - 1 \right]$$

$$B = \frac{\lambda \cdot (E_y)}{1 - \theta}$$

где E_y – локальная эффективность по пару;

e – межтарельчатый унос суспензии;

θ – доля байпасирующей суспензии;

S – число ячеек полного перемешивания;

m – коэффициент распределения компонента по фазам в условиях равновесия;

$\lambda = m(R+1)R$ – фактор массопередачи для укрепляющей части;

$\lambda = m(R+1)/(R+f)$ – фактор массопередачи для истощивающей части.

Локальная эффективность по пару:

$$E_y = 1 - e^{-n_{oy}}$$

где $n_{oy} = \frac{K_{yf} \cdot M'}{(\omega_r \cdot \rho_y)}$ – число единиц переноса по паровой фазе на тарелке

$\omega_T = \frac{\omega_{cp} \cdot 0,785 \cdot Dct}{S_T}$ – скорость пара в рабочем сечении площадь

соприкосновения;

S_T – рабочее сечение площадь соприкосновения

$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}$ – коэффициент массопередачи

β_{xf}, β_{yf} – коэффициенты массоотдачи, отнесенные к единице рабочей площади площадь соприкосновения для жидкой и паровой фаз

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot (D_x)^{0,5} \cdot \left(\frac{U}{1-\xi} \right)^{0,5} \cdot h_0 \cdot \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5}$$

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot F_C \cdot (D_x)^{0,5} \cdot \left(\frac{\omega_T}{\xi} \right)^{0,5} \cdot h_0 \cdot \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5}$$

Критерий Фруда:

а) в верхней части реактора:

$$F_{rA} = \frac{\omega_T^2}{g \cdot h_{0A}}$$

б) в нижней части реактора:

$$F_{rI} = \frac{\omega_T^2}{g \cdot h_{0I}}$$

Паросодержание барботажного слоя:

а) в верхней части реактора:

$$\xi_A = \frac{\sqrt{F_{rA}}}{(1 + \sqrt{F_{rA}})}$$

б) в нижней части реактора:

$$\xi_I = \frac{\sqrt{F_{rf}}}{(1 + \sqrt{F_{rl}})}$$

Высота светлого слоя суспензии:

$$h_0 = 0,787 \cdot q^{0,21} \cdot h_{per}^{0,56} \cdot \omega_T^m \cdot [1 - 0,31 \cdot \exp(-0,11 \cdot \mu_x)] \cdot \left(\frac{\sigma_x}{\sigma_B} \right)^{0,09}$$

Удельный расход суспензии на 1 м ширины переливной перегородки для верхней и нижней частей реактора:

а) в верхней части реактора:

$$q_A = \frac{L_A}{(\rho_{AE} \cdot b)}$$

б) в нижней части реактора:

$$q_I = \frac{L_I}{(\rho_{AE} \cdot b)},$$

Где b – ширина переливного порога

Коэффициент диффузии в суспензии при средней температуре в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$D_{x,A} = D_{X,A}^{20} \cdot (1 + b_A \cdot (t_{nad} A - 20))$$

б) в нижней части реактора:

$$D_{x,I} = D_{X,I}^{20} \cdot (1 + b_A \cdot (t_{nadI} - 20))$$

Коэффициент диффузии в суспензии при температуре $t=20^\circ\text{C}$ в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$D_{X,A}^{20} = \frac{10^{-6} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_T}}}{A \cdot B \cdot \left(M_B^{\frac{1}{3}} + M_T^{\frac{1}{3}} \right)^2 \cdot \sqrt{\mu_B}}$$

б) в нижней части реактора:

$$D_{X,H}^{20} = \frac{10^{-6} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_T}}}{A \cdot B \cdot \left(M_B^{\frac{1}{3}} + M_T^{\frac{1}{3}} \right)^2 \cdot \sqrt{\mu_H}}$$

v_B, v_T – мольные объемы бензола и толуола, $A=B=1$ – коэффициенты.

Вязкость суспензии при $t=20^\circ\text{C}$ в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$\mu_{X,I}^{20} = \mu_A^{20} \cdot X_{poA} + \mu_O^{20} \cdot (1 - X_{poA})$$

б) в нижней части реактора:

$$\mu_{X,I}^{20} = \mu_I^{20} \cdot X_{pol} + \mu_O^{20} \cdot (1 - X_{pol})$$

Температурный коэффициент b для верхней и нижней частей реактора:

а) в верхней части реактора:

$$b_A = \frac{0,2 \cdot \sqrt{\mu_{X,A}}}{\sqrt[3]{\rho_{X,A}}}$$

б) в нижней части реактора:

$$b_I = \frac{0,2 \cdot \sqrt{\mu_{X,I}}}{\sqrt[3]{\rho_{X,I}}}$$

Коэффициент диффузии в паровой фазе при средней температуре в верхней и нижней частях реактора:

а) в верхней части реактора:

$$D_{Y,A} = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} \cdot T_{po,A}^{\frac{3}{2}}}{P \cdot \left(V_A^{\frac{1}{3}} + V_O^{\frac{1}{3}} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{I_O} + \frac{1}{I_A}}$$

б) в нижней части реактора:

$$D_{Y,I} = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} \cdot T_{po,I}^{\frac{3}{2}}}{P \cdot \left(V_I^{\frac{1}{3}} + V_O^{\frac{1}{3}} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{I_O} + \frac{1}{I_I}}$$

где P – давление в реакторе

Плотность орошения для верхней и нижней частей реактора:

а) в верхней части реактора:

$$U_A = \frac{L_A}{(\rho_{AE} \cdot S)}$$

б) в нижней части реактора:

$$U_I = \frac{L_I}{(\rho_{AE} \cdot S)}$$

где S – число ячеек полного перемешивания. При $D_{cm}=1.8$ м и $b=0.289$ м принимаем, что 1 ячейка перемешивания соответствует длине пути суспензии $l_0=300-400$ мм. Пусть $l_0=350$ мм, тогда длина пути суспензии:

$$l = \sqrt{D_{po}^2 - b^2} = \sqrt{1,8^2 - 0,289^2} = 1,77 \rightarrow S = \frac{l}{l_0} = \frac{1,77}{0,35} = 5$$

Разделяемая смесь: жидкой фазы ($X_F=0,40$). Нагрузка реактора по сырью – 10 т/час. Содержание низкокипящего компонента в дистилляте ($X_D=0,97$), в кубовом остатке ($X_W=0,029$).

Питание:

$$X_F = \frac{\frac{40}{78}}{\frac{40}{78} + \frac{60}{92}} = 0,44$$

Дистиллят:

$$X_D = \frac{\frac{97}{78}}{\frac{97}{78} + \frac{3}{92}} = 0,97$$

Кубовый остаток:

$$X_F = \frac{\frac{2,9}{78}}{\frac{2,9}{78} + \frac{97,1}{92}} = 0,03$$

По диаграмме $Y^* - x$ находим Y_F^* при $x_F=0,44$: $Y_F^*=0,66$.

По формуле определим минимальное флегмовое число:

$$R_{\min} = \frac{0,97 - 0,66}{0,66 - 0,44} = 1,41$$

Далее, задав различные значения коэффициента избытка флегмы Z , определим флегмовые числа. Затем рассчитаем b (длина отрезка, отсекаемого на оси ординат верхней рабочей линией). Графическим построением

определим число ступеней изменения концентраций для каждого флегмового числа.

Расчет рабочего флегмового числа возможен также с применением эмпирической зависимости

$$R = 1,3 \cdot 1,41 + 0,3 = 2,13$$

Рассчитаем уравнение рабочей линии верхней части реактора по формуле при $X_D=0,97$; $R=2,12$:

$$Y = 0,68 \cdot x + 0,311$$

$$X_0 = Y_1 = X_D = 0,970$$

$$\frac{1 - 0,922}{1 - 0,823} = \frac{1 - 0,970}{1 - X_1} \Rightarrow \frac{0,078}{0,177} = \frac{0,030}{X_1} \Rightarrow X_1 = 0,936$$

$$b_2 = 0,68 \cdot 0,936 + 0,311 = 0,947$$

1) $Y_2 = 0,947$

$$\frac{1 - 0,872}{1 - 0,823} = \frac{1 - 0,970}{1 - X_2} \Rightarrow \frac{0,087}{0,177} = \frac{0,053}{1 - X_2} \Rightarrow X_2 = 0,885$$

$$b_3 = 0,68 \cdot 0,885 + 0,311 = 0,913$$

2) $y_3 = 0,913$

$$\frac{0,922 - 0,830}{0,823 - 0,659} = \frac{0,922 - 0,913}{0,823 - X_3} \Rightarrow \frac{0,092}{0,164} = \frac{0,009}{0,823 - X_3} \Rightarrow X_3 = 0,812$$

$$b_4 = 0,68 \cdot 0,812 + 0,311 = 0,863$$

3) $y_4 = 0,863$

$$\frac{0,922 - 0,830}{0,823 - 0,659} = \frac{0,922 - 0,913}{0,823 - X_4} \Rightarrow \frac{0,092}{0,164} = \frac{0,059}{0,823 - X_4} \Rightarrow X_4 = 0,714$$

$$b_5 = 0,68 \cdot 0,714 + 0,311 = 0,797$$

4) $y_5 = 0,797$

$$\frac{0,830 - 0,720}{0,659 - 0,508} = \frac{0,830 - 0,797}{0,659 - X_5} \Rightarrow \frac{0,110}{0,151} = \frac{0,033}{0,659 - X_5} \Rightarrow X_5 = 0,614$$

$$b_6 = 0,68 \cdot 0,614 + 0,311 = 0,729$$

5) $y_6 = 0,729$

$$\frac{0,830 - 0,720}{0,659 - 0,508} = \frac{0,830 - 0,729}{0,659 - X_6} \Rightarrow \frac{0,110}{0,151} = \frac{0,101}{0,659 - X_6} \Rightarrow X_6 = 0,523$$

$$b_7 = 0,68 \cdot 0,523 + 0,311 = 0,667$$

$$б) y_7 = 0,667$$

$$\frac{0,720 - 0,596}{0,508 - 0,376} = \frac{0,720 - 0,667}{0,508 - X_7} \Rightarrow \frac{0,124}{0,132} = \frac{0,053}{0,508 - X_7} \Rightarrow X_7 = 0,452$$

$$b_8 = 0,68 \cdot 0,452 + 0,311 = 0,618$$

Уравнение рабочей линии нижней части реактора определим по формуле при $X_W = 0,03$; $R = 2,12$; $F = 10$ м/час; $D = 3,94$ м/час:

$$Y = 1,49 \cdot x - 0,015$$

$$1) y_8 = 0,618$$

$$\frac{0,720 - 0,596}{0,508 - 0,376} = \frac{0,720 - 0,618}{0,508 - X_8} \Rightarrow \frac{0,124}{0,132} = \frac{0,102}{0,508 - X_8} \Rightarrow X_8 = 0,403$$

$$Y_9 = 1,49 \cdot 0,403 - 0,015 = 0,585$$

$$2) y_9 = 0,585$$

$$\frac{0,596 - 0,453}{0,376 - 0,256} = \frac{0,596 - 0,585}{0,376 - X_9} \Rightarrow \frac{0,143}{0,120} = \frac{0,011}{0,376 - X_9} \Rightarrow X_9 = 0,371$$

$$Y_9 = 1,49 \cdot 0,371 - 0,015 = 0,538$$

$$3) y_{10} = 0,538$$

$$\frac{0,596 - 0,453}{0,376 - 0,256} = \frac{0,596 - 0,528}{0,376 - X_{10}} \Rightarrow \frac{0,143}{0,120} = \frac{0,059}{0,376 - X_{10}} \Rightarrow X_{10} = 0,329$$

$$Y_{11} = 1,49 \cdot 0,329 - 0,015 = 0,475$$

$$4) y_{11} = 0,475$$

$$\frac{0,596 - 0,453}{0,376 - 0,256} = \frac{0,596 - 0,475}{0,376 - X_{11}} \Rightarrow \frac{0,143}{0,120} = \frac{0,121}{0,376 - X_{11}} \Rightarrow X_{11} = 0,273$$

$$Y_{12} = 1,49 \cdot 0,273 - 0,015 = 0,392$$

$$5) y_{12} = 0,392$$

$$\frac{0,453 - 0,304}{0,256 - 0,155} = \frac{0,453 - 0,392}{0,256 - X_{12}} \Rightarrow \frac{0,143}{0,101} = \frac{0,061}{0,256 - X_{12}} \Rightarrow X_{12} = 0,215$$

$$Y_{11} = 1,49 \cdot 0,215 - 0,015 = 0,305$$

$$б) y_{13} = 0,305$$

$$\frac{0,453 - 0,304}{0,256 - 0,155} = \frac{0,453 - 0,305}{0,256 - X_{13}} \Rightarrow \frac{0,149}{0,101} = \frac{0,148}{0,256 - X_{13}} \Rightarrow X_{13} = 0,154$$

$$Y_{14} = 1,49 \cdot 0,154 - 0,015 = 0,214$$

$$7) y_{14} = 0,214$$

$$\frac{0,304 - 0,128}{0,155 - 0,058} = \frac{0,304 - 0,214}{0,256 - X_{14}} \Rightarrow \frac{0,176}{0,097} = \frac{0,090}{0,155 - X_{14}} \Rightarrow X_{14} = 0,102$$

$$Y_{15} = 1,49 \cdot 0,102 - 0,015 = 0,137$$

$$8) y_{15} = 0,137$$

$$\frac{0,304 - 0,128}{0,155 - 0,058} = \frac{0,304 - 0,214}{0,155 - X_{15}} \Rightarrow \frac{0,176}{0,097} = \frac{0,167}{0,155 - X_{15}} \Rightarrow X_{15} = 0,063$$

$$Y_{16} = 1,49 \cdot 0,063 - 0,015 = 0,079$$

$$9) y_{16} = 0,079$$

$$\frac{0,128 - 0}{0,058 - 0} = \frac{0,128 - 0,079}{0,058 - X_{16}} \Rightarrow \frac{0,28}{0,058} = \frac{0,049}{0,058 - X_{16}} \Rightarrow X_{16} = 0,031$$

На практике данный алгоритм часто выполняют графически, строя ступенчатую линию между кривой равновесия и рабочей линией.

ВЫВОДЫ

1. Проведены целенаправленные исследования по изучению процессов гидрирования ароматических углеводородов – фенола и крезолов. Установлены оптимальные параметры технологических процессов гидрирования.

Изучен процесс получения кадмий-кальций фосфатного катализатора для гидратации ацетилена. Определены технические параметры и оптимальные условия процесса дегидрирования.

Определены температура, давление, соотношения основных и вторичных продуктов процесса производства катализатора для гидротации ацетилена.

Изучены физико-механические и эксплуатационные свойства готового продукта и сырья. По данным литературы и сведениями интернета была выбрана система производств катализаторов.

Выполнены, материальный баланс, тепловой баланс, механический расчёт основного оборудования процесса.

ИСПОЛЬЗОВАННАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. Каримов И.А. **Наша главная цель – решительно следовать по пути широкомасштабных реформ и модернизации страны.** Доклад на заседании Кабинета Министров Республики Узбекистан, посвященном итогам социально-экономического развития страны в 2012 году и важнейшим приоритетным направлениям экономической программы на 2013 год. 18 января 2013 года
2. Конструкционные материалы: Справочник. Б.Н. Арзамасов, В.А. Брострем, Н.А. Буше и др.; Под общ. ред. Б.Н. Арзамасова. – М.: Машиностроение, 1990. – 688 с.; ил.
3. Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета химико-технологического и природоохранного оборудования: Справочник. Т.1. – Калуга: Издательство Н. Бочкаревой, 2002. -852 с.
4. Михалев М.Ф. и др. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств: Примеры и задачи. - Л.: Машиностроение, 1984. - 301 с.
5. К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия, 1987.
6. Лашинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов: Справочник. – Л.: Машиностроение, 1981. – 382 с., ил.
7. Смирнов Г.Г., Толчинский А.Р., Кондратьева Т.Ф. Конструирование безопасных аппаратов для химических и нефтехимических производств. – Л.: Машиностроение, 1988. -303 с.
8. И.П. Мухленов. Технология катализаторов. Л.: Химия. 1989 г. 272 с.
9. Катализатор ... Центр Водных Технологий в своей работе использует ионообменные смолы ... www.water.ru/bz/...