Министерство Образования и Науки РФ

Казанский Государственный Технологический Университет

Кафедра Общей Химической Технологии

Реферат

по курсу:

Технология химических производств

на тему:

Технология производства гексахлорбензола

Казань 2008

Содержание

Теоретическая часть

Задание

Технологические и технико-экономические показатели процесса

Список литературы

## Теоретическая часть

Циклогексанон получают из циклогексанола окислением кислородом воздуха (окислительное дегидрирование) или каталитическим дегидрированием. Кроме дигидрирования при этом протекают дегидратация циклогексанола в циклогексен, а также расщепление циклогексанола с выделением углерода, водорода и воды.

Технологическая схема процесса получения циклогексанона дегидрированием циклогексанола приведена па рисунке 1.

Циклогексанол-ректификат (99,9% -ный) под давлением азота 0,01-0,015 МПа нагнетается через фильтр 3 в подогреватель 4 типа "труба в трубе", где нагревается до 100-110°С. Далее в испарительно-подогревательпой системе, состоящей из трубчатых аппаратов 5, 6 и 7, происходит испарение циклогексанола и перегрев его паров до 430-450°С. Перегретые пары поступают в трубы контактного аппарата 8, заполненные цинк-железным катализатором. Содержание в катализаторе 8-11% железа позволяет достичь максимальную степень конверсии цпклогексакола, равную 82-93%. Процесс протекает при 410 - 420 °С и объемной скорости подачи спирта 0,5 ч-1.

По выходе из контактного аппарата продукты реакции поступают в конденсатор 11 и далее в сепаратор 12, где конденсат (циклогексанон-сырец) отделяется от водорода. Примерный состав цпклогексанона-сырца (в%):

Циклогексанол 80-81

Продукты уплотнения 1 - 1,1

Циклогексанол 17--18

Циклогексен 0,5-0,6Вода 0,2-0,3

Рисунок 1. Технологическая схема процесса получения циклогексанона дегидрированием циклогексанола:

1 - ротационная газодувка;

2 - насос;

3 - фильтр;

4 - подогреватель;

5, 6 - испарители;

7 - перегреватель;

8 - контактный аппарат;

9 - тонка;

10 - воздуходувка;

11 - конденсатор;

12 - сепаратор.

Циклогексанол-сырец подвергают ректификации, а водород после очистки используют для гидрирования фенола в циклогексанол.

Для обогрева контактной системы в нижней части топки 9 сжигают топливный газ (метан). Для поддержания температуры топочного газа, равной 500-550 °С, его смешивают с возвратным топочным газом из борова. Газ, имеющий такую температуру, проходит в межтрубном пространстве контактного аппарата прямотоком к парам циклогексанола, движущимся по трубкам с катализатором. Топочные газы, выходящие из контактного аппарата при 430-480 °С, используются для обогрева испарительно-перегревательной системы (аппараты 5, 6 и 7). Далее часть топочных газов, имеющих температуру 340-300 °С, выпускают в атмосферу, а остальной газ с помощью ротационной газодувки 1 подают на смешение с продуктами сгорания топливного газа в верхнюю часть топки 9.

## Задание

Составить и описать технологическую схему производства гексахлорбензола;

составить материальный баланс процесса;

рассчитать технологические и технико-экономические показатели.

В основу расчета принять следующие реакции:

C6H6+6Cl→C6Cl6+3HCl

C6H6+3Cl2→C6H3Cl3+3HCl

Исходные данные

|  |  |
| --- | --- |
| Производительность установки по гексахлорбензолу | 30 |
| Состав реакционной смеси% массгексахлорбензолтрихлорбензолбензолхлор | 200.5781.5 |
| Концентрация бензола,% масс | 98 |
| Концентрация хлора,% масс  | 95 |
| Потери бензола,% масс | 3 |

Материальный баланс:

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  |  ПРИХОД |  РАСХОД |
| С6Сl6C6Н3СlС6Н6Cl2HClC6H6примесьCl2примесь | 5392.451997.25110.05105.13 | 69.1328.17 | 125031.54875+161.77потери93.75978.68110.05105.13 | 4.390.1762.5+2.07потери1.3226.85 |
|  | Σ = 7604.88 | Σ = 7605.63 |

Mr (C6Сl6) =12\*6+35.45\*6=284.7 кг/кмоль

Mr (C6H3Сl3) =12\*6+1\*3+35.45\*3=181.35 кг/кмоль

Mr (C6H6) =12\*6\_1\*6с= 78 кг/кмоль

Mr ( (Cl2) = 35.45\*2 = 70.9 кг/кмоль

Mr (HCl) =1+35.45 = 36.45 кг/кмоль

1. Производительность установки = 30 т/сут

m (C6Сl6) = 30 \* 1000/24 = 1250 кг/ч

w (C6Сl6) = 1250|284/7 = 4.39 кмоль/ч

2. Состав реакционной смеси:

трихлорбензол

1250 - 20%

х - 0.5%

х = m (C6H3Сl3) = 1250 \* 0.5/20 = 31.25 кг/ч

w (C6H3Сl3) = 31.25/181.35 = 0.17 кмоль/ч

не прореагировавший бензол

1250 - 20%

х - 78%

х = mнепр (C6H6) = 1250 \* 78/20 = 4875 кг/ч

wнепр (C6H6) = 4875/78 = 62.5 кмоль/ч

не прореагировавший хлор

1250 - 20%

х - 0.5%

х = mнепр (Cl2) = 1250 \* 1.5/20 = 93.75 кг/ч

wнепр (Cl2) = 93.75/70.9 = 1.32 кмоль/ч

3. Найдем массу и количество прореагировавшего бензола:

wпрор (C6H6) = w1 (C6H6) + w2 (C6H6),

где w1 (C6H6) - количество бензола пошедшего на целевую реакцию;

w2 (C6H6) - количество бензола пошедшего на образование трихлорбензола.

w1 (C6H6) = w (C6Сl6) = 4.39 кмоь/ч

w2 (C6H6) = w (C6H3Сl3) = 0.17 кмоль/ч

wпрор (C6H6) = 4.39+0.17 = 4.56 кмоль/ч

4. Найдем общее количество и массу бензола, с учетом не прореагировавшего:

wобщ (C6H6) = wпрор (C6H6) + wнепрор (C6H6) = 67.06 кмоль/ч

mобщ (C6H6) = 67.06 \* 78 = 5230.68 кг/ч

5. Найдем массу потерь, количество и массу вступившего в реакцию бензола, учитывая потери:

5220.68 - 97%

х - 100%

х = mвсего (C6H6) = 5230.68 \* 100/97 = 5392.45 кг/ч

mпотерь (C6H6) = 5392.45 - 5230.68 = 161.77 кг/ч

wпотерь (C6H6) = 161.77/78 = 2.07 кмоль/ч

wвсего чист (C6H6) = 5392.45/78 = 69.13 кмоль/ч

6. Найдем массу примесей бензола:

5392.45 - 98%

х - 2%

х = mприм (C6H6) = 5392.45 \* 2/98 = 110.05 кг/ч

7. Найдем количество хлора, прошедшего на обе реакции:

w (Cl2) = w1 (Cl2) + w2 (Cl2),

где w1 (Cl2) - количество хлора, пошедшего на образование гексахлорбензола, w2 (Cl2) - количество хлора на обр-е трихлорбензола.

w1 (Cl2) = 6 \* w1 (Cl2) = 26.34 кмоль/ч,

w2 (Cl2) = 3 \* w2 (C6H6) = 0.51 кмоль/ч

wпрор (Cl2) = 26.34 + 0.51 = 26.85 кмоль/ч

8. Найдем количество и массу чистого, вступившего в реакцию, учитывая не прореагировавший:

wвсего чист (Cl2) = wпрор (Cl2) + wнепр (Cl2) = 26.85 + 1.32 = 28.17 кмоль/ч

m всего чист (Cl2) = 28.17 \* 70.9 = 1997.25 кг/ч

9. Найдем массу примесей хлора:

1997.5 - 95%, х - 5%

х = mприм (Cl2) 1997.5 \* 5/95 = 105.13 кг/ч

10. Найдем количество хлороводорода, полученного в общих реакциях:

w (НCl) = w1 (НCl) + w2 (НCl),

где w1 (НCl) кол-во НCl полученного в первой реакции; w2 (НCl) – кол-во НCl полученного во второй реакции.

w1 (НCl) = 6 \* w (С6Cl6) = 4.39 \* 6 = 26.34 кмоль/ч

w2 (НCl) = 3 \* w (C6H3Сl3) = 3 \* 0.17 = 0.51 кмоль/ч

w (НCl) = 26.34 + 0.51 = 26.85 кмоль/ч

m (НCl) = 26.85 \* 36.45 = 978.68 кг/ч

## Технологические и технико-экономические показатели процесса

Пропускная способность установки: 7604,88 кг/ч

Конверсия или степень превращения бензола =M (C6H6) подано - M (C6H6) непрореагировало / M (C6H6) подано \* 100%= 5392,45-5036,77 /5392,45 \* 100% = 6,5%

Теоретические расходные коэффициенты по С6Н6:

σтС6Н6 = Mr (C6H6) / Mr (C6Cl6) = 78/284,7 = 0,274 кг/кг;

по Cl2:

σт Cl2 = Mr (Cl2) / Mr (C6Cl6) = 70,9/ 284,4 = 0,249 кг/кг.

Фактические расходные коэффициенты:

по С6Н6:

σфС6Н6 = m (C6H6) / m (C6Cl6) = 5392,45/1250 = 4,402 т/т;

по Cl2:

σфHCl = m (Cl2) / m (C6Cl6) = 1997,25/1250 = 1,682 т/т.

Выход на поданное сырье:

Фактический выход C6Cl6:

QФ = m (C6Cl6) = 1250 кг;

Теоретический выход C6Cl6:

Mr (С6Н6) ⎯ Mr (C6Cl6), 78 ⎯ 284,7,m (С6Н6) ⎯ QТ; 5392,45 ⎯ QТ;

QТ = (5392,45 \* 284,7) / 78 = 19682,44 кг;

Выход C6Сl6 по бензолу:

βС6Cl6 = QФ / QТ \* 100%= 1250/19682,44 кг \* 100% = 6,35%

5. Теоретический выход C6Cl6, рассматриваемый, исходя из кол - ва превращенного С6Н6:

78 - 284.7

mпревр (С6Н6) - Qт'

Qт' = (5392.45 - (4875 - 161.77)) \* 284.7/78 = 1161.43 кг

Выход C6Cl6 на превращенный С6Н6:

β' C6Н6 = QФ / QТ \* 100% = 1250/1161.43 \*100% = 107,63%

## Список литературы

1. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. Изд.2-е, пер.М., "Химия", 2005, 736 с.

2. Юкельсон И.И. Технология основного органического синтеза. М.: "Химия", 2008, 846 с.

3. Общая химическая технология / Под ред. А.Г. Амелина. М.: "Химия", 2007, 400 с.

4. Расчеты химико-технологических процессов / Под ред. И.П. Мухленова. Л.: Химия, 2008, 300 с.