Министерство Образования и Науки РФ

Казанский Государственный Технологический

Университет

Кафедра Общей Химической Технологии

КУРСОВАЯ РАБОТА

по курсу: Технология химических производств

на тему:

Производство нитробензола

Казань 2010

Содержание

Задание

1. Теоретическая часть

Технологическая схема производства нитробензола

1. Практическая часть

Материальный баланс процесса.

Технологические и технико-экономические показатели процесса

1. Реклама

Список литературы

Задание:

1. Составить и описать технологическую схему производства нитробензола
2. Составить материальный баланс процесса
3. Рассчитать технологические и технико-экономические показатели
4. Реклама

В основу расчета принять следующие реакции

C6H6+HNO3→C6H5NO2+H2O

C6H5NO2+HNO3→C6H4(NO2)2+H2O

Исходные данные:

|  |  |
| --- | --- |
| Производительность установки ,т/сут:1. по нитробензолу
2. по динитробензолу
 | 2510 |
| Конверсия бензола %Концентрация бензола % масс | 4499.2 |
| Состав нитрующей смеси % масс1. азотная кислота
2. серная кислота
3. вода
 | 2158.620.4 |
| Массовое соотношение бензол-нитрирующая смесь | 1 : 4.3 |
| Потери бензола % масс | 3 |

1. Теоретическая часть

Технологическая схема производства нитробензола

Нитробензол (темп, пл, +5,7°, темп. кип. 210,9°) представляет собой нерастворимую в воде желтоватую жидкость с запахом горького миндаля; ядовит, как все нитросоединения.

Впервые нитрование бензола было осуществлено Митчерлихом. В промышленности оно было начато в 1847 г.

Нитрующую смесь для нитрования бензола до нитробензола составляли с таким расчетом, чтобы количество азотной кислоты лишь немного превышало теоретическое, а серную кислоту берут в таком количестве чтобы к концу процесса нитрования в отработанной кислоте содержалось около 70%

Нитрование проводится при 40°. Повышение температуры способствует образованию динитробензола.

Процесс нитрования можно проводить по периодической, и по непрерывной схеме.

При периодической процесс начинают с наполнения нитратора бензолом затем включают печку, подогревают бензол до 40 — 45° и постепенно вводят нитрующую смесь, регулируя поступление и охлаждение нитратора водой таким образом, чтобы поддерживать температуру процесса около 40°.

Закончив приливание нитрующей смеси, прекращают охлаждение и дают температуре подняться до 50°. При низкой температуре содержимое нитратора «выдерживают» около 1 часа, втечение этого времени реакция нитрования почти полностью заканчивается; остается всего около 1% непрореагировавшего бензола. После выдержки содержимое нитратора сливают или передавливают в сифонную трубку в отстойник-сепаратор, представляющий собой цилиндрический аппарат с коническим дном и мешалкой. В отстойнике продукты нитрования разделяются на два слоя: верхний — нитрообензольный и нижний — кислотный. Из отстойника отработанная кислота, содержащая 70—72% H2SO4, небольшое количество окисленных продуктов, окислов азота и растворенного и эмульгированного бензола, поступает в сборник. Сырой нитробензол промывают в отстойнике несколько раз холодной водой, а затем раствором соды.

Начиная с 30-х годов XX века, нитробензол на крупных установках стали получать непрерывным методом. В процессах непрерывного нитрирования бензола применяются нитраторы различных систем. Простотой, надежностью конструкции отличается нитратор с вертикальной циркуляцией реакционной массы (рисунок 2).

Такой нитратор представляет собой чугунный, или выполненный кислотоупорной стали котел с змеевиками и быстроходной пропеллерной мешалкой, помещенной внутри направляющего вертикального стального цилиндра. Бензол и нитрующая смесь непрерывно поступают через трубки в центральную часть нитратора смешиваются с его содержимым, скользят .снизу вверх, омывая змеевики, а затем сверху вниз через направляющий цилиндр. Избыток реакционной смеси непрерывно отводится из штуцера в верхней части нитратора.

Рисунок 1. Типовая схема процесса получения нитросоединений

HNO3

H2SO4

Исходное

вещество

HNO3

H2SO4

Исходное

вещество

Мешка кислот

 Нитрирующая смесь

 Нитрование

 Отстаивание

отработанная Кислый

 кислота нитропродукт

 Экстракция

 Исходное Промытая

 вещество и отработ.

нитропродукт кислота

На денитрацию

и концентрирование

Промывка

вода

раствор

 Nа2СО3 Промывные воды

Нитропродукт

Рисунок 2. Нитратор непрерывного действия.

Для доведения реакции нитробензола до конца выходящую из нитратора реакционную смесь будут дополнительно выдерживать в цилиндрическом резервуаре с мешалкой (дозреватель). Остальные процессы отстаивание и промывка сырого нитробензола — также легко осуществляются по непрерывкой схеме.

2. Практическая часть

Материальный баланс процесса

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
|  | ПРИХОД | РАСХОД |
|  Кг/ч |  Кмоль/ч |  Кг/ч |  Кмоль/ч |
| С6Н6HNО3Н2SO4Н2О(пр)С6Н5NО2С6Н4(NО2)2Н2О(1)Н2О(2)Примесь бензола | 1547.941397.793900.51357.85----12.48 | 19.8522.1939.7875.42----- | 840.84+46.44потери708.123900.51357.85736.63416.67152.4644.6412.48 | 10.78+0.6потери11.2439.7875.425.992.488.472.48 |
|  | Σ = 8216.56 | Σ = 8216.63 |

Mr(C6H6)=12\*6+6=78 кг/кмоль

Mr(HNО3)=1+14+16\*3=63 кг/кмоль

Mr(Н2SO4)=32.06+2+16\*4=98.06 кг/кмоль

Mr(С6Н5NО2)=12\*6+5+14+16\*2=123 кг/кмоль

Mr(С6Н4(NО2)2)=12\*6+4+14\*2+16\*4=168 кг/кмоль

Mr(Н2О)=18 кг/кмоль

1. Производительность установки по нитробензолу:

mвсего(С6Н5NО2) = 25т/сут = 25 \* 1000/24 = 1041.67 кг/ч

wвсего(С6Н5NО2) = 1041.67/123 = 8.47 кмоль/ч

2. Количество прореагировавшего бензола, исходя из уравнения реакции:

wпрор(C6H6) = w(С6Н5NО2) = 8.47 кмоль/ч

mпрор(C6H6) = 8.47 \* 78 = 660.66 кг/ч

3. Учитывая конверсию, всего чистого бензола было:

660.66 – 44 %

х – 100 %

х= mчист(C6H6) = 660.66 \* 100/44 = 1501.5 кг/ч

4. Учитывая потери 3% масс, всего чистого бензола вступило в реакцию:

1501.5 – 97 %

х – 100 %

х = mчист всего(C6H6) = 1501.5 \* 100/97 = 1547.94 кг

wчист всего(C6H6) = 1547.94/78 = 19.85 кмоль/ч

mпотерь(C6H6) = 1547.94 – 1501.5 = 46.44 кг

wпотерь(C6H6) = 46.44/78 = 0.6 кмоь/ч

5. Учитывая концентрацию бензола 99.2 % масс, технического бензола, вступившего в реакцию:

1547.94 – 99.2 %

х – 100%

х = mтех(C6H6) = 1547.94 \* 100/99.2 = 1560,42 кг

mпримеси(C6H6) = 1560.42 – 1547.94 = 12.48 кг/ч

6. Массовое соотношение бензол – нитрирующая смесь 1: 4,3

на 1 кг бензола берется 43 кг нитрирующей смеси, масса нитрирующей смеси:

mсмесь = mчист всего(C6H6) \* 4.3 = 1547.94 \* 4.3 = 6656.14 кг

7. Состав нитрирующей смеси:

* азотная кислота:

6656/14 – 100 %

х – 21 %

х = m(HNО3) = 6656.14 \* 21/100 = 1397.79 кг

w(HNО3) = 1397.79/63 = 22.19 кмоль/ч

* серная кислота

m(Н2SO4) = 6656.14 \* 58.6/100 = 3900.5 кг/ч

w(Н2SO4) = 3900.5/98.06 = 39.78 кмоль/ч

* вода

m(Н2О) = 6656.14 \* 20.4/100 = 1357.85 кг/ч

w(Н2О) = 1357.85/18 = 75.42 кмоль/ч

8. Количество воды из первой реакции:

w(Н2О)(1) = w(С6Н5NО2) =8.47 кмоль/ч

m(Н2О)(1) = 8.47 \* 18 = 152,46 кг/ч

9. Не прореагировавшего бензола:

mнепр = mчист(C6H6) – mпрор(C6H6) = 840.84 кг/ч

wнепр(C6H6) = 840.84/78 10.78 кмоль/ч

10. Производительность по динитробензолу:

10т/сут = 10 \* 1000/24 = 416.67 кг/ч

w(С6Н4(NО2)2) = 416.67/168 = 2.48 кмоль/ч

11. Количество нитробензола пошедшего на реакцию:

mвсего(С6Н5NО2) = w(С6Н4(NО2)2) = 2.48 кмоль/ч

mпрор(С6Н5NО2) = 2.48 \* 123 = 305.04 кг

12. Количество оставшегося нитробензола:

mвсего(С6Н5NО2) – mпрор(С6Н5NО2) = 1041.67 – 305.04 = 736.63 кг

wост(С6Н5NО2) 736.63/123 = 5.99 кмоль/ч

13. Количество HNО3  прошедшего на обе реакции:

wо(HNО3) = w1(HNО3) + w2(HNО3)

w1(HNО3) = wвс(С6Н5NО2) = 8.47 кмоль/ч

w2(HNО3) = w(С6Н4(NО2)2) = 2.48 кмоь/ч

wо(HNО3) = 10.95 кмоль/ч

не прореагировавший

wост(HNО3) = wост(HNО3) - wо(HNО3) = 22.19 – 10.95 = 11.24 кмоль/ч

mост(HNО3) = 11.24 \* 65 = 708.12 кг/ч

14. Масса и количество воды, полученной во второй реакции:

w(Н2О)(2) = w(С6Н4(NО2)2) = 2.48 кмоль/ч

m(Н2О)(2) = 2.48 \*18 = 44.64 кг/ч

Технологические и технико-экономические показатели процесса

1. Пропускная способность установки: 8216,56 кг/ч
2. Конверсия или степень превращения бензола =

=M(C6H6) подано – M(C6H6) непрореагировало / M(C6H6) подано = 1547.94-(840.84+46.44) \* 1547ю94 = 0.49 %

1. Теоретические расходные коэффициенты:

по С6Н6:

σтС6Н6 = Mr(C6H6) / Mr(C6Н5NO2) = 78 / 123 = 0,63 кг/кг;

по НNО3:

σт НNО3:= Mr(НNО3) / Mr(C6Н5NO2) = 63/ 123 = 0,51 кг/кг.

1. Фактические расходные коэффициенты:

по С6Н6:

σфС6Н6 = m(C6H6)техн / m(C6Н5NO2) = 1547.94+12.48 / 736.63 = 2.12 кг/кг;

σф НNО3 = m(НNО3)техн / m(C6Н5NO2) =1397.79+3900.5+1357.85 / 736.63 = 9.03 кг/кг.

Выход на поданное сырье C6Н5NO2 :

* 1. Фактический выход:

QФ = m(C6Н5NO2) = 736.63 кг;

* 1. Теоретический выход:

Mr(С6Н6) ⎯ Mr(C6Н5NO2), 78 ⎯ 123,

m(С6Н6) ⎯ QТ; 1547.94 ⎯ QТ ;

QТ = (1547.94 \* 123) / 78 = 2440.98 кг;

Выход C6Н5NO2 по бензолу:

βС6Н6 = QФ / QТ \* 100%= 736.63 / 2440.98 \* 100% = 30.18%

5. Выход на превращенное сырье:

Mr(С6Н6) ⎯ Mr(C6Н5NO2), 78 ⎯ 123,

m(С6Н6) ⎯ QТ; 660.66 ⎯ QТ ;

Qт' = 660.66 \* 123/78 = 1041.81 кг

β' C6Н6 = QФ / QТ \* 100 % = 736.63/1041.81 \*100% = 70.71 %

3. Реклама

Оптовая фирма химического сырья предлагает организацию оптовых поставок нитробензола в качестве сырья для производства анилина и селективного растворителя при очистке нефтяных смазочных масел.

Крупным химическим предприятиям

специальные скидки!!!

Заказывая нитробензол у нас вы экономите на стоимости сырья и снижаете себестоимость своей продукции!!!

Обращаться по адресу: г. Казань

ул. Магистральная 76. ООО «Нитробензолхим»

тел. 256-67-89.

Список литературы:

1. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического и нефтехимического синтеза. Изд. 2-е, пер. М., «Химия», 1975, 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, 2009, 300 с.

5. С.И. Вольфкович Общая химическая технология. М.: Государственное научно-техническое издательство химической литературы. 2009, 633с.