

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(11) **043631**

(13) **B1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОМУ ПАТЕНТУ**

(45) Дата публикации и выдачи патента
2023.06.07

(21) Номер заявки
202090099

(22) Дата подачи заявки
2018.07.09

(51) Int. Cl. **B01J 8/24** (2006.01)
C07C 255/08 (2006.01)
C07C 253/26 (2006.01)

(54) **СПОСОБ ПРЕДВАРИТЕЛЬНОГО НАГРЕВАНИЯ И СПОСОБ ЗАПУСКА ДЛЯ
РЕАКЦИИ АММОКСИДИРОВАНИЯ**

(31) **201710558010.0**

(32) **2017.07.10**

(33) **CN**

(43) **2020.04.08**

(86) **PCT/CN2018/094945**

(87) **WO 2019/011199 2019.01.17**

(71)(73) Заявитель и патентовладелец:
**ЧАЙНА ПЕТРОЛЕУМ ЭНД
КЕМИКАЛ КОРПОРЕЙШЕН;
ШАНХАЙ РИСЕРЧ ИНСТИТЬЮТ
ОФ ПЕТРОКЕМИКАЛ
ТЕКНОЛОДЖИ СИНОПЕК (CN)**

(56) **CN-A-104907013
CN-A-104907014
CN-U-206572483
US-A-3766092**

(72) Изобретатель:
Чжао Ли, Ву Ляньхуа (CN)

(74) Представитель:
Медведев В.Н. (RU)

(57) Изобретение относится к способу предварительного нагревания и к способу запуска для реакции аммоксидирования. Способ предварительного нагревания или способ запуска по меньшей мере включает стадию нагревания слоя катализатора в реакторе аммоксидирования в условиях регулирования линейной скорости эксплуатации реактора в диапазоне от 0,03 до 0,15 м/с. Способ запуска согласно настоящему изобретению имеет преимущества, такие как продолжительность пуска, значительно уменьшенная по сравнению с предшествующим уровнем техники, а также безопасность эксплуатации.

B1

043631

043631
B1

Область техники настоящего изобретения

Изобретение относится к способу запуска для получения химических веществ и, в частности, к способу запуска в отношении реакции аммоксидирования. Изобретение также относится к способу предварительного нагревания для реакции аммоксидирования, причем данный способ предварительного нагревания является особенно подходящим в качестве стадии предварительного нагревания способа запуска.

Уровень техники настоящего изобретения

Акрилонитрил представляет собой важный химический исходный материал, и его, как правило, получают в промышленности посредством реакции аммоксидирования пропилена (представляющего собой подлежащее аммоксидированию вещество). Перед тем, как достигаются устойчивые условия получения акрилонитрила, необходимо осуществление процесса запуска. С точки зрения достижения экономии исходного материала, расходуемого в реакции аммоксидирования, и других условий, оказывается желательным, чтобы время запуска, протекающее в процессе запуска, было коротким, насколько это возможно.

Кроме того, все исходные материалы, используемые для реакции аммоксидирования, такие как пропилен и газообразный аммиак, и продукты реакции, такие как акрилонитрил, представляют собой горючие материалы, и существует вероятность их взрыва в кислородсодержащей атмосфере. Таким образом, в течение всего процесса получения акрилонитрила, в том числе в течение процесса запуска, должны быть предприняты меры по предотвращению опасности взрыва для обеспечения безопасности производства и эксплуатация.

Помимо пропилена, такие же требования существуют для реакции аммоксидирования других подлежащих аммоксидированию веществ, таких как бутен и метанол.

Краткое раскрытие настоящего изобретения

Авторы настоящего изобретения провели тщательные исследования и обнаружили новый способ предварительного нагревания и способ запуска для реакции аммоксидирования и, таким образом, выполнили настоящее изобретение.

В частности, настоящее изобретение включает следующие аспекты.

1. Способ предварительного нагревания для реакции аммоксидирования, который включает стадию применения нагревательной среды (предпочтительно кислородсодержащего газа, в частности, воздуха) для нагревания слоя катализатора в реакторе аммоксидирования (предпочтительно в реакторе с псевдооживленным слоем), причем линейная скорость эксплуатации реактора составляет от 0,03 до 0,15 м/с (предпочтительно от 0,03 до 0,1 м/с), и/или количество нагревательной среды, вводимой в реактор аммоксидирования, составляет от 54 до 276 Нм³/ч/м² (предпочтительно от 54 до 182 Нм³/ч/м²).

2. Способ предварительного нагревания согласно любому из предшествующих аспектов, в котором слой катализатора нагревают до температуры, составляющей 360°C или более (предпочтительно 370°C или более или 380°C или более, но предпочтительно 500°C или менее, 450°C или менее, 400°C или менее или 390°C или менее).

3. Способ запуска для реакции аммоксидирования, который включает следующие стадии:

(1) нагревание слоя катализатора в реакторе аммоксидирования (предпочтительно в реакторе с псевдооживленным слоем) с кислородсодержащим газом (предпочтительно с воздухом), причем линейная скорость эксплуатации реактора составляет от 0,03 до 0,15 м/с (предпочтительно от 0,03 до 0,1 м/с), и/или количество кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 54 до 276 Нм³/ч/м² (предпочтительно от 54 до 182 Нм³/ч/м²);

(2) непрерывное введение газообразного аммиака в реактор аммоксидирования;

(3) непрерывное введение подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования;

и

(4) необязательное установление соответствующих количеств кислородсодержащего газа, газообразного аммиака и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, на уровне соответствующих заданных значений.

4. Способ запуска для реакции аммоксидирования, который включает следующие стадии:

(1) нагревание слоя катализатора в реакторе аммоксидирования (предпочтительно в реакторе с псевдооживленным слоем) с кислородсодержащим газом (предпочтительно с воздухом);

(2) непрерывное введение газообразного аммиака в реактор аммоксидирования;

(3) непрерывное введение подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования;

и

(4) установление соответствующих количеств кислородсодержащего газа, газообразного аммиака и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, на уровне соответствующих заданных значений,

причем линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (1), линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (2), линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3) и линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (4) составляют, соответственно, от 0,03 до 0,15 м/с, от 0,04 до 0,18 м/с, от 0,04 до 0,32 м/с и от 0,5 до 1,2 м/с, предпочтительно составляют, соответственно, от 0,03 до 0,1 м/с, от

0,05 до 0,15 м/с, от 0,05 до 0,20 м/с (или от 0,04 до 0,17 м/с) и от 0,65 до 0,95 м/с.

5. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором на стадии (1) количество кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 54 до 276 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 54 до 182 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$).

6. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором подлежащее аммоксидированию вещество выбирают из группы, которую составляют по меньшей мере одно вещество, представляющее собой углеводород C_{2-20} (предпочтительно углеводород C_{2-10}), одноатомный спирт или многоатомный спирт C_{1-10} , один или несколько простых алкилэфиров C_{1-10} одноатомного спирта или многоатомного спирта C_{1-10} , одноосновную или многоосновную карбоновую кислоту C_{1-10} и один или несколько сложных алкилэфиров C_{1-10} одноосновной или многоосновной карбоновой кислоты C_{1-10} , предпочтительно по меньшей мере одно вещество, представляющее собой линейный или разветвленный алкан C_{2-10} , линейный или разветвленный олефин C_{2-10} , ароматический углеводород C_{6-10} , одноатомный спирт C_{1-10} , простой алкилэфир C_{1-4} одноатомного спирта C_{1-10} , монокарбоновую кислоту C_{1-10} и сложный алкилэфир C_{1-4} монокарбоновой кислоты C_{1-10} , предпочтительнее по меньшей мере одно вещество, представляющее собой линейный или разветвленный алкан C_{2-4} , линейный или разветвленный олефин C_{2-4} , линейный или разветвленный одноатомный спирт C_{1-4} , линейный или разветвленный простой алкилэфир C_{1-4} линейного или разветвленного одноатомного спирта C_{1-4} , линейную или разветвленную монокарбоновую кислоту C_{1-4} и линейный или разветвленный сложный алкилэфир C_{1-4} линейной или разветвленной монокарбоновой кислоты C_{1-4} , особенно предпочтительно по меньшей мере одно вещество, представляющее собой пропан, изобутан, пропилен, изобутилен, метанол, этанол, пропанол, диметиловый эфир, метилэтиловый эфир, уксусную кислоту и метилацетат.

7. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором на стадии (1) температура слоя катализатора составляет 360°C или более (предпочтительно 370°C или более или 380°C или более, но предпочтительно 500°C или менее, 450°C или менее, 400°C или менее или 390°C или менее), и/или на стадии (2) температура слоя катализатора составляет 390°C или более (предпочтительно 400°C или более, предпочтительнее от 400 до 440°C), и/или на стадии (3) температура слоя катализатора составляет от 400 до 440°C (предпочтительно от 400 до 430°C или от 410 до 430°C), и/или на стадии (4) температура слоя катализатора составляет от 400 до 550°C или от 400 до 440°C (предпочтительно от 400 до 440°C или от 425 до 440°C).

8. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором после того, как стадия (2) осуществляется в течение от 2 до 20 минут (предпочтительно от 5 до 18 минут), начинается стадия (3), и/или после того, как стадия (3) осуществляется в течение от 2 до 50 минут (предпочтительно от 8 до 43 минут), начинается стадия (4), и/или после того, как стадия (4) осуществляется в течение от 5 до 30 минут (предпочтительно от 6 до 25 минут), процесс запуска завершается, и/или период времени от начала стадии (2) до окончания процесса запуска составляет от 10 до 100 минут (предпочтительно от 20 до 60 минут, предпочтительнее от 20 до 50 минут).

9. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором на стадии (2) целевое значение количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 7,5 до 110 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 13,7 до 69,1 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 7,5 до 45,6 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$), и соотношение целевого значения количества вводимого газообразного аммиака и значения количества вводимого кислородсодержащего газа составляет от 1:2,5 до 1:7 (предпочтительно от 1:4 до 6,5 или от 1:4 до 7), и/или на стадии (3) целевое значение количества подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 5,2 до 110,5 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 9,13 до 65,8 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$), и/или на стадии (4) заданное значение количества вводимого подлежащего аммоксидированию вещества составляет от 110 до 160 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 117 до 143 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$), заданное значение количества вводимого газообразного аммиака составляет от 120 до 230 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 120 до 200 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 125 до 185 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$), заданное значение количества вводимого кислородсодержащего газа (предпочтительно воздуха) составляет от 600 до 1600 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 990 до 1600 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 1000 до 1500 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 1050 до 1400 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$).

10. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором стадия (3) включает следующие стадии:

(3-1) при поддержании практически постоянного количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, начало введения подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования; и

(3-2) регулирование (предпочтительно увеличение) соответствующих количеств кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования,

причем линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3-1) и линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3-2) составляют от 0,04 до 0,18 м/с и от 0,04 до 0,32 м/с соответственно, предпочтительно от 0,05 до 0,15 м/с и от 0,05 до 0,2 м/с соответственно, или от 0,05 до 0,15 м/с и от 0,04 до 0,17 м/с соответственно.

11. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором стадия (3-2) начина-

ется после того, как стадия (3-1) осуществляется в течение от 2 до 20 минут (предпочтительно от 3 до 18 минут), и/или следующая стадия (например, стадия (4)) начинается после того, как стадия (3-2) осуществляется в течение от 2 до 30 минут (предпочтительно от 5 до 25 минут), и/или период времени от начала стадии (3-1) до окончания стадии (3-2) составляет от 2 до 50 минут (предпочтительно от 8 до 43 минут).

12. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором на стадии (3-1) температура слоя катализатора составляет от 400 до 440°C (предпочтительно от 400 до 430°C или от 400 до 415°C), и/или на стадии (3-2) температура слоя катализатора составляет от 400 до 550°C или от 420 до 450°C (предпочтительно от 400 до 440°C или от 425 до 440°C).

13. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором на стадии (3-1) количество подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, представляет собой такое количество, что молярное соотношение подлежащего аммоксидированию вещества и газообразного аммиака, вводимых в реактор аммоксидирования, составляет от 1:4 до 7, предпочтительно от 1:4,5 до 6,5, и/или на стадии (3-2) соответствующие количества кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, регулируют (предпочтительно увеличивают) таким образом, что молярное соотношение подлежащего аммоксидированию вещества и газообразного аммиака, вводимых в реактор аммоксидирования, составляет от 1:0,8 до 1:5 (предпочтительно от 1:0,85 до 1:4,5, или от 1:1 до 1:1,5, или от 1:1,05 до 1:1,3), и, таким образом, что молярное соотношение подлежащего аммоксидированию вещества и кислородсодержащего газа (предпочтительно воздуха, в пересчете на молекулярный кислород), вводимых в реактор аммоксидирования, составляет от 1:4 до 1:30 (предпочтительно от 1:4,5 до 1:27, или от 1:8,5 до 1:11,5, или от 1:9 до 1:9,8).

14. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором на стадии (3-1) целевое значение количества подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 1,5 до 22,1 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 2,74 до 13,8 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 1,5 до 11,4 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$), и/или на стадии (3-2) целевое значение количества подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 5,2 до 110,5 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 9,13 до 65,8 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$), целевое значение количества кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 44,2 до 1270,7 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ (предпочтительно от 82,17 до 644,9 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$).

15. Способ запуска согласно любому из предшествующих аспектов, в котором в начале стадии (3) или в начале стадии (3-1) содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе (по отношению к полному объему отходящего реакционного газа) составляет 7,5 об.% или менее, предпочтительно от 7 до 7,5 об.%, и/или в начале стадии (3-2) содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе (по отношению к полному объему отходящего реакционного газа) составляет 2 об.% или менее, предпочтительно от 0,5 до 2 об.%.

Технический эффект

Согласно настоящему изобретению может быть осуществлен один из следующих технических эффектов, или в предпочтительной ситуации могут быть одновременно осуществлены оба из указанных технических эффектов.

(1) Значительно уменьшается продолжительность пуска в процессе запуска, и, соответственно, значительно уменьшаются расходуемые количества исходных материалов для реакции аммоксидирования (в частности, подлежащего аммоксидированию вещества и газообразного аммиака). Согласно предпочтительному варианту осуществления настоящего изобретения продолжительность пуска в процессе запуска составляет, как правило, от 10 до 100 минут, предпочтительно от 20 до 60 минут, предпочтительнее от 20 до 50 минут. Согласно другому предпочтительному варианту осуществления настоящего изобретения продолжительность пуска в процессе запуска составляет, как правило, 80% или менее, 70% или менее, 60% или менее, 50% или менее, 40% или менее, 30% или менее, 20% или менее, 10% или менее, 5% или менее, 1% или менее, 0,5% или менее, 0,25% или менее, даже 0,1% или менее по отношению к соответствующей продолжительности запуска предшествующего уровня техники.

(2) Реакция аммоксидирования является безопасной в осуществлении и имеет низкую взрывоопасность.

Подробное раскрытие настоящего изобретения

Далее подробно описаны конкретные варианты осуществления настоящего изобретения, но следует отметить, что объем патентной защиты настоящего изобретения не ограничен указанными конкретными вариантами осуществления, но определен прилагаемой формулой изобретения.

Все публикации, патентные заявки, патенты и другие документы, упомянутые в настоящем описании, включены в настоящий документ посредством ссылки. Если не определены другие условия, все технические и научные термины, используемые в настоящем описании, имеют традиционные значения, которые понимают специалисты в данной области техники. В случае противоречия преобладающую силу имеет определение, приведенное в настоящем описании.

Когда материал, вещество, способ, стадия, устройство, компонент или другой объект в настоящем описании определяется таким выражением, как "хорошо известный специалистам в данной области техники", "предшествующего уровня техники", "традиционно известный в технике" или аналогичным вы-

ражением, то объект, определенный таким выражением, охватывает не только объекты, традиционно используемые в технике во время подачи настоящей заявки, но также объекты, которые в настоящее время широко не используются, но станут известными в технике в качестве объектов, подходящих для аналогичной цели.

В контексте настоящей заявки термин "реактор аммоксидирования" следует понимать согласно его обычному значению в области получения химических веществ (таких как акрилонитрил и метакрилонитрил). Например, он означает любой реактор, подходящий для осуществления реакции аммоксидирования, в том числе, без ограничения, реактор с неподвижным слоем и реактор с псевдооживленным слоем, предпочтительно реактор с псевдооживленным слоем.

В контексте настоящей заявки термин "способ запуска" следует понимать согласно его обычному значению в области получения химических веществ (таких как акрилонитрил и метакрилонитрил). Например, он означает полный процесс, начинающийся с предварительного нагревания слоя катализатора в реакторе аммоксидирования (что соответствует стадии предварительного нагревания) и заканчивающийся введением всех исходных материалов для реакции аммоксидирования в вышеупомянутый реактор в таких количествах, которые представляют собой заданные значения, при которых реактор работает в устойчивом состоянии. В частности, в контексте настоящей заявки в качестве стадии предварительного нагревания иногда упоминают способ предварительного нагревания. Кроме того, в контексте настоящей заявки весь способ после окончания стадии предварительного нагревания и до введения всех исходных материалов для реакции аммоксидирования в вышеупомянутый реактор в таких количествах, которые представляют собой заданные значения, при которых реактор работает в устойчивом состоянии, называют термином "способ пуска".

В контексте изобретения по настоящей заявке термин "продолжительность пуска" означает суммарное время полного процесса после окончания стадии предварительного нагревания и до введения всех исходных материалов для реакции аммоксидирования в вышеупомянутый реактор в таких количествах, которые представляют собой заданные значения, при которых реактор работает в устойчивом состоянии, или означает суммарное время полного процесса от начала до окончания процесса пуска, обычно выражаемое в минутах или в часах.

В контексте настоящей заявки термин "линейная скорость эксплуатации реактора" или "линейная скорость эксплуатации" или аналогичный термин следует понимать согласно его обычному значению в области получения химических веществ (таких как акрилонитрил и метакрилонитрил). Например, он означает скорость текучей среды, перемещающейся в реакторе, и вышеупомянутая линейная скорость может быть вычислена согласно следующей формуле (1):

$$V = \frac{(Q) \cdot (Tr) \cdot (Pn) \cdot N}{(S) \cdot (Tn) \cdot (Pr) \cdot 3600} \quad (1)$$

В формуле (1) Q представляет собой сумму скоростей потоков текучих сред в реактор в единицах $\text{Нм}^3/\text{ч}$; S представляет собой эффективную площадь сечения реактора в единицах м^2 ; Tr представляет собой температуру в реакторе в единицах К; Tn составляет 273,15 К; Pr представляет собой максимальное давление в реакторе в единицах Па; Pn представляет собой стандартное атмосферное давление в единицах Па; N представляет собой коэффициент расширения реакционный газ; V представляет собой линейную скорость эксплуатации реактора в единицах м/с.

В контексте настоящей заявки термин "вводимое количество" означает скорость потока исходного материала для реакции аммоксидирования (например, представляющего собой подлежащее аммоксидированию вещество, газообразный аммиак и кислородсодержащий газ, в частности, пропилен, газообразный аммиак и воздух), который вводят в реактор аммоксидирования, т. е. количество вводимого исходного материала, причем это количество может быть вычислено согласно следующей формуле (2) в единицах $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, и оно означает объемный поток газа в нормальных условиях в час на квадратный метр площади сечения реактора.

$$q = \frac{(Q)}{(S)} \quad (2)$$

В формуле (2) Q представляет собой скорость потока в реактор в единицах $\text{Нм}^3/\text{ч}$, и S представляет собой эффективную площадь сечения реактора в единицах м^2 .

В контексте настоящей заявки термин "целевое значение" или "заданное значение" следует понимать согласно его обычному значению в области получения химических веществ (таких как акрилонитрил и метакрилонитрил). Например, он представляет собой численное значение (также известное как конечное значение), которое определенный параметр (такой как вводимое количество, температура, давление и т. д.) должен принимать в конце осуществления способа запуска, способа предварительного нагревания, способа пуска или определенной технологической стадии указанных способов. В начале вышеупомянутого способа или вышеупомянутой технологической стадии вышеупомянутый параметр может представлять собой любое численное значение (известное как начальное значение), например, нулевое или конечное значение. В частности, например, параметр может принимать конечное значение в са-

мом начале процесса или технологической стадии и оставаться постоянным от начала до окончания или практически сохранять данное значение (чтобы, например, отклонение находилось в пределах $\pm 10\%$, и предпочтительно отклонение находилось в пределах $\pm 5\%$). В качестве альтернативы, параметр может изменяться от начального значения до конечного значения. В зависимости от того, как начальное значение изменяется до конечного значения, например, когда осуществляется процесс или технологическая стадия, параметр изменяется от начального значения (посредством самостоятельного изменения или внешнего воздействия, предпочтительно внешнего воздействия, например, регулирования или управления) до конечного значения. В качестве изменения, можно привести, не ограничиваясь определенным образом, например, увеличение, уменьшение или их сочетание согласно любому режиму изменения, который является традиционно известным в технике (такому как фазовый режим, линейный режим, скачкообразный режим, импульсный режим, режим кривой, режим, соответствующий определенной формуле или правилу, и т. п.).

В контексте настоящего изобретения термин "углеводород" означает линейные, разветвленные или циклические алканы, линейные, разветвленные или циклические алкены, а также ароматические углеводороды. Может быть индивидуально использован один из указанных углеводородов, или могут быть использованы в комбинации два или более из них.

В контексте настоящей заявки термин "подлежащее аммоксидированию вещество" следует понимать согласно его обычному значению в области получения химических веществ (таких как акрилонитрил и метакрилонитрил). Например, он означает любое органическое соединение, которое может принимать участие в реакции аммоксидирования с газообразным аммиаком и молекулярным кислородом (превращаясь, например, в нитрильное соединение). В качестве органического соединения можно привести, например, следующие конкретные соединения: углеводород C_{2-20} (предпочтительно углеводород C_{2-10}), одноатомный спирт или многоатомный спирт C_{1-10} , один или несколько простых алкилэфиров C_{1-10} одноатомного спирта или многоатомного спирта C_{1-10} , одноосновная или многоосновная карбоновая кислота C_{1-10} и один или несколько сложных алкилэфиров C_{1-10} одноосновной или многоосновной карбоновой кислоты C_{1-10} . В качестве органического соединения можно привести, например, следующие более конкретные соединения: линейный или разветвленный алкан C_{2-10} , линейный или разветвленный олефин C_{2-10} , ароматический углеводород C_{6-10} , одноатомный спирт C_{1-10} , простой алкилэфир C_{1-4} одноатомного спирта C_{1-10} , монокарбоновая кислота C_{1-10} и сложный алкилэфир C_{1-4} монокарбоновой кислоты C_{1-10} . В качестве органического соединения можно привести, например, следующие еще более конкретные соединения: линейный или разветвленный алкан C_{2-4} , линейный или разветвленный олефин C_{2-4} , линейный или разветвленный одноатомный спирт C_{1-4} , линейный или разветвленный простой алкилэфир C_{1-4} линейного или разветвленного одноатомного спирта C_{1-4} , линейная или разветвленная монокарбоновая кислота C_{1-4} и линейный или разветвленный сложный алкилэфир C_{1-4} линейной или разветвленной монокарбоновой кислоты C_{1-4} . В качестве органического соединения можно привести, например, следующие еще более конкретные соединения: пропан, изобутан, пропилен, изобутилен, метанол, этанол, пропанол, диметиловый эфир, метилэтиловый эфир, уксусная кислота и метилацетат, и еще более конкретный пример представляет собой пропилен. Одно из указанных подлежащее аммоксидированию веществ или органических соединений может быть использовано индивидуально, или два или более из них могут быть использованы в комбинации. Кроме того, специалисты в данной области техники могут четко понимать, что, указанные подлежащие аммоксидированию вещества или органические соединения в качестве одного из исходных материалов для реакции аммоксидирования, как правило, присутствуют в газообразной форме по меньшей мере в тот момент, когда они поступают в реактор аммоксидирования, но они могут присутствовать в форме газа или жидкости или в комбинированной форме до того, как они поступают в реактор аммоксидирования; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение.

В контексте настоящей заявки термин "газообразный аммиак" означает газообразный аммиак в качестве одного из исходных материалов для реакции аммоксидирования, который присутствует в газообразной форме по меньшей мере в тот момент, когда он поступает в реактор аммоксидирования, но он может присутствовать в форме газа или жидкости или в комбинированной форме до того, как он поступает в реактор аммоксидирования; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение. Для специалистов в данной области техники является понятным, что газообразный аммиак может иметь любую чистоту, приемлемую для любой вышеупомянутой реакции аммоксидирования, или он может также содержать любые примеси или разбавители (такие как азот или другие вещества) любым известным в технике традиционным образом, которые не производят неблагоприятного воздействия на вышеупомянутую реакцию аммоксидирования; или он может также подвергаться предварительной обработке (например, для удаления вредных примесей и т. д.) любым известным в технике традиционным образом; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение.

В контексте настоящего изобретения термин "кислородсодержащий газ" означает любой газ, содержащий молекулярный кислород. Например, могут быть представлены следующие конкретные газы:

воздух, кислород, обогащенный кислородом воздух, обедненный кислородом воздух, искусственный воздух или смесь кислорода и одного или нескольких других газов) (таких как азот или водяной пар) и т. п. Этот газ могут произвольно выбирать специалисты в данной области техники согласно фактическим условиям или фактическим потребностям. Однако воздух представляет собой особенно подходящий пример с точки зрения простоты эксплуатации и получения экономии от реакции аммоксирирования.

В контексте настоящего изобретения для целей простоты описания не проиллюстрированы конкретно никакие технические подробности и технические признаки, например, такие данные, как режим эксплуатации псевдооживленного слоя, режим реакции аммоксирирования, способ абсорбции отходящего реакционного газа и способ предварительной обработки исходного материала для реакции, можно непосредственно найти в соответствующих информационных источниках, известных в технике, без существенных модификаций, и по этой причине они не описаны более подробно в настоящем документе.

Все процентные доли, части, соотношения и аналогичные параметры, которые упомянуты в настоящем описании, относятся к массе, если не указаны другие условия; или, если при упоминании по отношению к массе они не соответствуют традиционным знаниям специалистов в данной области техники, то преобладающую силу будут иметь эти традиционные знания специалистов в данной области техники.

Следует отметить, в частности, что два или более аспектов (или вариантов осуществления), которые описаны в контексте настоящего описания, могут быть произвольно объединены друг с другом, и полученные таким путем технические решения (например, способ или система) представляют собой часть первоначального раскрытия настоящего описания.

Согласно настоящему изобретению первым упомянут способ предварительного нагревания для реакции аммоксирирования. Специалистам в данной области техники хорошо известно, что в способ запуска для реакции аммоксирирования должна быть включена стадия, на которой слой катализатора в реакторе аммоксирирования нагревают некоторым образом (например, посредством введения в контакт с нагревательной средой) до подходящей температуры (это называется термином "стадия предварительного нагревания"). Здесь способ предварительного нагревания соответствует стадии предварительного нагревания способа запуска.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения способ предварительного нагревания включает стадию нагревания слоя катализатора в реакторе аммоксирирования с нагревательной средой. Здесь в качестве нагревательной среды может быть использована любая нагревательная среда, которая известна в технике как среда, используемая на стадии предварительного нагревания реакции аммоксирирования. В качестве нагревательной среды, например, могут быть приведены следующие конкретные среды: водяной пар, газообразный азот, кислородсодержащий газ и воздух. Одна из указанных нагревательных сред может быть использована индивидуально, или две или большее число из данных сред могут быть использованы в комбинации.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения в вышеупомянутом способе предварительного нагревания линейная скорость эксплуатации реактора аммоксирирования составляет от 0,03 до 0,15 м/с, предпочтительно ее устанавливают в диапазоне от 0,03 до 0,1 м/с. Для этой цели линейная скорость эксплуатации реактора может быть достигнута надлежащим образом, например, посредством регулирования скорости вводимого потока или вводимого количества или аналогичного параметра нагревательной среды, поступающей в реактор аммоксирирования. Авторы настоящего изобретения неожиданно обнаружили, что посредством ограничения линейной скорости эксплуатации реактора в пределах конкретного диапазона продолжительность пуска в процессе запуска согласно настоящему изобретению может быть значительно сокращена, и расходуемое количество исходного материала для реакции аммоксирирования также значительно уменьшается.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения в вышеупомянутом способе предварительного нагревания количество нагревательной среды, вводимой в реактор аммоксирирования, составляет, как правило, от 54 до 276 $\text{Nm}^3/\text{ч}/\text{m}^2$, предпочтительно от 54 до 182 $\text{Nm}^3/\text{ч}/\text{m}^2$. Для этой цели вводимое количество можно регулировать соответствующим образом, например, посредством регулирования скорости вводимого потока нагревательной среды в реактор аммоксирирования. Авторы настоящего изобретения неожиданно обнаружили, что посредством ограничения вводимого количества в пределах конкретного диапазона продолжительность пуска в процессе запуска согласно настоящему изобретению может быть значительно сокращена, и расходуемое количество исходного материала для реакции аммоксирирования также значительно уменьшается.

Без ограничения какой-либо теорией авторы настоящего изобретения полагают, что посредством применения меньшей линейной скорости эксплуатации реактора или меньшего вводимого количества нагревательной среды, чем в документах предшествующего уровня техники, в конце стадии предварительного нагревания полное остаточное количество нагревательной среды в реакторе аммоксирирования значительно уменьшается, и в результате этого полное количество нагревательной среды, которая должна быть обработана (например, очищена или израсходована) в последующем процессе запуска также значительно уменьшается. По этой причине каждый из исходных материалов для реакции аммоксирирования может быстро соответствовать требованию, обусловленному устойчивой эксплуатацией реактора

аммоксидирования, в результате чего расходуемые количества указанных исходные материалы для реакции, соответственно, значительно уменьшаются. Кроме того, в частности, в том случае, где нагревательная среда представляет собой кислородсодержащий газ (в частности, воздух), если линейная скорость эксплуатации или вводимое количество превышает верхний предел диапазона, определенного согласно настоящему изобретению, поскольку количество кислородсодержащего газа, поступающего в реактор, является относительно большим, не исключена вероятность того, что не полностью прореагировавший газообразный аммиак, присутствующий в последующем процессе запуска, моментально вступит в контакт с кислородом в определенной концентрации, что может приводить к взрывоопасности. Кроме того, если линейная скорость эксплуатации или вводимое количество составляет менее чем нижний предел диапазона, определенного согласно настоящему изобретению, качество псевдооживления катализатора, вероятно, окажется неудовлетворительным, таким образом, что процесс реакции исходных материалов для реакции аммоксидирования становится недостаточным, в результате чего относительное содержание непрореагировавшего газообразного аммиака в системе увеличивается, и в результате этого увеличивается взрывоопасность.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения слой катализатора в реакторе аммоксидирования нагревают посредством стадии предварительного нагревания или способа предварительного нагревания до любой температуры, которая может быть ожидаемой, когда реактор аммоксидирования предварительно нагревают согласно предшествующему уровню техники; например, могут быть представлены следующие конкретные температуры: 360°C или более, 370°C или более, или 380°C или более, или, как правило, 500°C или менее, 450°C или менее, 400°C или менее, или 390°C или менее; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение. Кроме того, время, требуемое или расходуемое для стадии предварительного нагревания или способа предварительного нагревания, не ограничено настоящим изобретением, и вышеупомянутое время зависит от того, обладает или нет каждый блок производственной установки требуемыми условиями для операции запуска, и, как правило, предварительная оценка этого также оказывается затруднительной. Кроме того, что касается скорости повышения температуры при нагревании, может быть приведено любое численное значение, традиционно известное в технике, но, в качестве примера, она обычно составляет от 10 до 100°C/ч.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии предварительного нагревания или в процессе предварительного нагревания давление (манометрическое давление) в реакторе аммоксидирования составляет, как правило, от 0,030 до 0,060 МПа, предпочтительно от 0,030 до 0,055 МПа, но иногда не ограничивается этим диапазоном.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения катализатор, предназначенный для применения, не ограничивается определенным образом, при том условии, что он представляет собой любой катализатор, известный в технике, который позволяет осуществлять реакцию аммоксидирования подлежащего аммоксидированию вещества, газообразного аммиака и молекулярного кислорода (например, с образованием нитрильного соединения). В качестве катализатора, например, можно представить следующие катализаторы: катализатор Mo-Vi на основе/подложке, катализатор Mo-Fe на основе/подложке, катализатор Mo-V на основе/подложке и подобные катализаторы, которые содержат активный элемент Mo или катализатор Sb-Fe на основе/подложке и подобные катализаторы, которые содержат активный элемент Sb. Один из указанных катализаторов может быть использован индивидуально, или два или более из них могут быть использованы в комбинации. Согласно настоящему изобретению, в качестве подложки могут быть представлены следующие примерные соединения: оксид алюминия и диоксид кремния. Одна из указанных подложек может быть использована индивидуально, или две или более из них могут быть использованы в комбинации. В качестве распределения частиц по размеру, например, может быть представлено следующее распределение: средний размер частиц составляет от 40 до 80 мкм, и размер от 0 до 30% частиц составляет более чем 90 мкм, размер от 30 до 50% частиц составляет менее чем 45 мкм, и размер не менее чем 10% частиц составляет менее чем 20 мкм. В качестве формы частиц катализатора, например, могут быть представлены следующие формы: сферическая форма, столбчатая форма, кольцеобразная форма, форма цветка сливы и форма трилистника. Например, частица катализатора имеет наружный диаметр, составляющий, как правило, от 1 до 10 мм, и длину, составляющую, как правило, от 2 до 10 мм. Катализатор может представлять собой катализатор, непосредственно имеющийся в продаже, или он может быть получен любым традиционным способом, известным в технике.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения тип реактора аммоксидирования не ограничивается определенным образом, и, например, могут быть представлены следующие конкретные реакторы: реактор с неподвижным слоем и реактор с псевдооживленным слоем, предпочтительно реактор с псевдооживленным слоем. Например, реактор с псевдооживленным слоем может содержать газораспределительную пластину, газораспределитель, трубопровод охлаждающей воды, циклонный сепаратор и т. п. Для этой цели кислородсодержащий газ или нагревательная среда может поступать во внутреннее пространство реактора с псевдооживленным слоем через газораспределительную пластину, и подлежащее аммоксидированию вещество и/или газообразный аммиак может поступать во внутреннее пространство реактора с псевдооживленным слоем через газораспределитель. Трубопровод охлаждающей воды может от-

водить избыточное тепло из реактора, и циклонный сепаратор может возвращать увлеченный газом катализатор в нижнюю часть реактора. Кроме того, реактор с псевдоожиженным слоем оборудован несколькими пунктами наблюдения для измерения температуры и давления, и эксплуатационные состояния реакционной системы, включая вводимое количество ($\text{Нм}^3/\text{ч}$ или $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$) каждого из исходных материалов для реакции, нагревательной среды и т. д., линейную скорость эксплуатации реактора и другие параметры, могут быть непосредственно представлены в распределенной системе управления.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения после окончания процесса предварительного нагревания или стадии предварительного нагревания процесс пуска в способе запуска реакции аммоксидирования может быть затем осуществлен любым путем и любым образом, известным специалистам в данной области техники. По этой причине, чтобы осуществлять процесс пуска, можно осуществлять, например, следующие действия: после окончания вышеупомянутого процесса предварительного нагревания или стадии предварительного нагревания каждый из исходных материалов для реакции аммоксидирования (включая газообразный аммиак, кислородсодержащий газ и подлежащее аммоксидированию вещество, в частности, включая газообразный аммиак, воздух и пропилен) вводят в реактор аммоксидирования любым путем и любым образом, известным в технике, и согласно требованию введение указанных исходных материалов для реакции аммоксидирования в реактор аммоксидирования регулируют индивидуально или в комбинации до тех пор, пока все количества указанных исходных материалов для реакции аммоксидирования, которые вводят в реактор аммоксидирования, не достигают заданных значений, при которых реактор аммоксидирования работает устойчиво.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения оно также относится к способу запуска реакции аммоксидирования. В технике известно, что способ запуска реакции аммоксидирования должен включать стадию предварительного нагревания и процесс пуска. Предпочтительно стадия предварительного нагревания может соответствовать процессу предварительного нагревания, представленному выше в настоящем описании.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения способ запуска реакции аммоксидирования включает следующие стадии:

- (1) нагревание слоя катализатора в реакторе аммоксидирования с кислородсодержащим газом (иногда называется термином "стадия предварительного нагревания");
 - (2) непрерывное введение газообразного аммиака в реактор аммоксидирования;
 - (3) непрерывное введение подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования;
- и
- (4) необязательное установление соответствующих количеств кислородсодержащего газа, газообразного аммиака и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, на уровне соответствующих заданных значений.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (1) в качестве кислородсодержащего газа может быть использован, в частности, воздух.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (1) линейная скорость эксплуатации реактора аммоксидирования составляет от 0,03 до 0,15 м/с, предпочтительно ее устанавливают на уровне от 0,03 до 0,1 м/с. По этой причине линейная скорость эксплуатации реактора может быть соответствующим образом достигнута, например, посредством регулирования скорости вводимого потока или вводимого количества нагревательной среды в реактор аммоксидирования и т. п. Авторы настоящего изобретения неожиданно обнаружили, что посредством ограничения линейной скорости эксплуатации реактора в пределах конкретного диапазона продолжительность пуска в процессе запуска согласно настоящему изобретению может быть значительно уменьшена, и соответствующим образом расходуемое количество исходного материала для реакции аммоксидирования также значительно уменьшается.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (1) количество нагревательной среды, вводимой в реактор аммоксидирования, составляет, как правило, от 54 до 276 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 54 до 182 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. По этой причине, вводимое количество можно соответствующим образом регулировать, например, посредством регулирования скорости вводимого потока нагревательной среды в реактор аммоксидирования. Авторы настоящего изобретения неожиданно обнаружили, что посредством ограничения вводимого количества в пределах конкретного диапазона продолжительность пуска в способе запуска согласно настоящему изобретению может быть значительно уменьшена, и соответствующим образом расходуемое количество исходного материала для реакции аммоксидирования также значительно уменьшается.

Без ограничения какой-либо теорией авторы настоящего изобретения полагают, что посредством применения меньшей линейной скорости эксплуатации реактора или меньшего вводимого количества кислородсодержащего газа по сравнению с документам предшествующего уровня техники, в конце стадии предварительного нагревания полное остаточное количество кислородсодержащего газа в реакторе аммоксидирования значительно уменьшается, и в результате этого также значительно уменьшается полное количество кислородсодержащего газа, который должен быть обработан (например, очищен или истрасходован) в последующем процессе пуска. По этой причине каждый из исходных материалов для реакции аммоксидирования может быстро соответствовать требованию, предусмотренному для устойчивой

эксплуатации реактора аммоксидирования, в результате чего расходуемые количества указанных исходных материалов для реакции, соответственно, значительно уменьшаются. Кроме того, если линейная скорость эксплуатации или вводимое количество превышает верхний предел диапазона, определенного согласно настоящему изобретению, поскольку количество кислородсодержащего газа, поступающего в реактор, является относительно большим, не исключена вероятность того, что не полностью прореагировавший газообразный аммиак, присутствующий в последующем процессе запуска, моментально вступит в контакт с кислородом в определенной концентрации, что может приводить к взрывоопасности. Кроме того, если линейная скорость эксплуатации или вводимое количество составляет менее чем нижний предел диапазона, определенного согласно настоящему изобретению, качество псевдооживления катализатора, вероятно, окажется неудовлетворительным, таким образом, что процесс реакции исходных материалов для реакции аммоксидирования становится недостаточным, в результате чего относительное содержание непрореагировавшего газообразного аммиака в системе увеличивается, и в результате этого увеличивается взрывоопасность.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения слой катализатора в реакторе аммоксидирования нагревают посредством стадии предварительного нагревания или способа предварительного нагревания до любой температуры, которая может быть ожидаемой, когда реактор аммоксидирования предварительно нагревают согласно предшествующему уровню техники; например, могут быть представлены следующие конкретные температуры: 360°C или более, 370°C или более, или 380°C или более, или, как правило, 500°C или менее, 450°C или менее, 400°C или менее, или 390°C или менее; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение. Кроме того, время, требуемое или расходуемое для стадии предварительного нагревания или способа предварительного нагревания, не ограничено настоящим изобретением, и вышеупомянутое время зависит от того, обладает или нет каждый блок производственной установки требуемыми условиями для операции запуска, и, как правило, предварительная оценка этого также оказывается затруднительной. Кроме того, что касается скорости повышения температуры при нагревании, может быть приведено любое численное значение, традиционно известное в технике, но, в качестве примера, она обычно составляет от 10 до 100°C/ч.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (1), давление (манометрическое давление) в реакторе аммоксидирования составляет, как правило, от 0,030 до 0,060 МПа, предпочтительно от 0,030 до 0,055 МПа, но иногда не ограничивается этим диапазоном.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения катализатор, предназначенный для применения, не ограничивается определенным образом, при том условии, что он представляет собой любой катализатор, известный в технике, который позволяет осуществлять реакцию аммоксидирования подлежащего аммоксидированию вещества, газообразного аммиака и молекулярного кислорода (например, с образованием нитрильного соединения). В качестве катализатора, например, можно представить следующие катализаторы: катализатор Mo-Vi на основе/подложке, катализатор Mo-Fe на основе/подложке, катализатор Mo-V на основе/подложке и подобные катализаторы, которые содержат активный элемент Mo или катализатор Sb-Fe на основе/подложке и подобные катализаторы, которые содержат активный элемент Sb. Один из указанных катализаторов может быть использован индивидуально, или два или более из них могут быть использованы в комбинации. Согласно настоящему изобретению, в качестве подложки могут быть представлены следующие примерные соединения: оксид алюминия и диоксид кремния. Одна из указанных подложек может быть использована индивидуально, или две или более из них могут быть использованы в комбинации. В качестве распределения частиц по размеру, например, может быть представлено следующее распределение: средний размер частиц составляет от 40 до 80 мкм, и размер от 0 до 30% частиц составляет более чем 90 мкм, размер от 30 до 50% частиц составляет менее чем 45 мкм, и размер не менее чем 10% частиц составляет менее чем 20 мкм. В качестве формы частиц катализатора, например, могут быть представлены следующие формы: сферическая форма, столбчатая форма, кольцеобразная форма, форма цветка сливы и форма трилистника. Например, частица катализатора имеет наружный диаметр, составляющий, как правило, от 1 до 10 мм, и длину, составляющую, как правило, от 2 до 10 мм. Катализатор может представлять собой катализатор, непосредственно имеющийся в продаже, или он может быть получен любым традиционным способом, известным в технике.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения тип реактора аммоксидирования не ограничивается определенным образом, и, например, могут быть представлены следующие конкретные реакторы: реактор с неподвижным слоем и реактор с псевдооживленным слоем, предпочтительно реактор с псевдооживленным слоем. Например, реактор с псевдооживленным слоем может содержать газораспределительную пластину, газораспределитель, трубопровод охлаждающей воды, циклонный сепаратор и т. п. Для этой цели кислородсодержащий газ или нагревательная среда может поступать во внутреннее пространство реактора с псевдооживленным слоем через газораспределительную пластину, и подлежащее аммоксидированию вещество и/или газообразный аммиак может поступать во внутреннее пространство реактора с псевдооживленным слоем через газораспределитель. Трубопровод охлаждающей воды может отводить избыточное тепло из реактора, и циклонный сепаратор может возвращать увлеченный газом катализатор в нижнюю часть реактора. Кроме того, реактор с псевдооживленным слоем оборудован несколь-

кими пунктами наблюдения для измерения температуры и давления, и эксплуатационные состояния реакционной системы, включая вводимое количество каждого из исходных материалов для реакции, нагревательной среды и т. д. ($\text{Нм}^3/\text{ч}$ или $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$), линейную скорость эксплуатации реактора и другие параметры, могут быть непосредственно представлены в распределенной системе управления.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения после окончания стадии предварительного нагревания стадии (1) может начинаться процесс пуска реакции аммоксидирования. Здесь процесс пуска по меньшей мере включает вышеупомянутую стадию (2), стадию (3) и стадию (4) или охватывает полный процесс, начиная со стадии (2) вплоть до окончания стадии (4).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (2) газообразный аммиак непрерывно вводят в реактор аммоксидирования.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (2) температура слоя катализатора составляет, как правило, 390°C или более, предпочтительно 400°C или более, предпочтительнее от 400 до 440°C . После введения газообразного аммиака тепло, высвобождаемое в реакции аммоксидирования, вызывает повышение температуры в реакторе аммоксидирования по отношению к температуре до введения газообразного аммиака, и, как правило, может быть достигнута начальная температура, при которой подлежащее аммоксидированию вещество вступает в реакцию аммоксидирования. Чтобы предотвратить чрезмерное повышение температуры, иногда оказывается необходимым одновременное введение определенного количества охлаждающих змеевиков для регулирования температуры слоя катализатора в течение стадии (2).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (2) целевое значение количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет, как правило, от 7,5 до 110 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, от 13,7 до 69,1 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 7,5 до 45,6 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. В частности, в том случае, где подлежащее аммоксидированию вещество представляет собой пропилен, целевое значение составляет, как правило, от 7,5 до 45,6 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. В качестве пути введения газообразного аммиака, например, могут быть представлены

следующие пути: согласно любому режиму или любому способу, традиционно известному в технике, введение может начинаться с небольшой дозы и постепенно увеличиваться до целевого значения (например, несколько раз, в несколько стадий или последовательно) или может достигать целевого значения в течение одной стадии; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение. В процессе введения газообразного аммиака, начинающегося с небольшой дозы и постепенно увеличивающегося до целевого значения, может быть предотвращено повреждение регулирующего клапана вследствие большой величины мгновенного потока, и статическое электричество, потенциально производимое в трубопроводе, может быть уменьшено в случае большой величины мгновенного потока.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (2) соотношение целевого значения количества вводимого газообразного аммиака и значения количества вводимого кислородсодержащего газа составляет, как правило, от 1:2,5 до 1:7, предпочтительно от 1:4 до 6,5. По этой причине для специалистов в данной области техники будет очевидным, что для установления этого соотношения в пределах диапазона, определенного согласно настоящему изобретению, иногда оказывается необходимым контроль или регулирование соответствующим образом количества кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, согласно требованиям, при одновременном контроле или регулировании количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования. Количество кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования на стадии (2), не ограничивается определенным образом посредством настоящего изобретения, при том условии, что вводимое количество и соответствующее соотношение могут выполнять требование, которое определено согласно настоящему изобретению. Согласно требованиям количество кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, можно также поддерживать практически постоянным в течение всей стадии (2). Для надлежащей эксплуатации по меньшей мере в начале стадии (2), количество кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, может представлять собой соответствующее значение, которое было достигнуто в конце стадии (1); например, может быть представлено следующее конкретное значение: от 54 до 276 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. Кроме того, термин "практически постоянный" означает, что численное значение остается абсолютно постоянным, или величина изменения численного значения находится в пределах $\pm 10\%$ (предпочтительно $\pm 5\%$).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (2) давление в реакторе аммоксидирования (манометрическое давление) составляет, как правило, от 0,030 до 0,060 МПа, предпочтительно от 0,030 до 0,040 МПа, но иногда не ограничивается этим диапазоном.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (2) линейная скорость эксплуатации реактора составляет, как правило, от 0,04 до 0,18 м/с, предпочтительно от 0,05 до 0,15 м/с.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения стадия (3) начинается после того, как стадия (2) осуществляется в течение от 2 до 20 минут. Оказывается предпочтительным, что стадия (3) начинается после того, как стадия (2) осуществляется в течение от 5 до 18 минут. Другими словами, например, ста-

дия (3) начинается в момент времени, когда стадия (2) осуществляется в течение от 2 до 20 минут, или стадия (2) осуществляется в течение от 2 до 20 минут до окончания, затем начинается стадия (3); и другие аналогичные выражения можно понимать аналогичным образом. Кроме того, в контексте изобретения по настоящей заявке, например, термин "окончание" будет иногда использовано в отношении определенной стадии; термин "окончание" представляет собой только отсутствие стадии вследствие ее слияния с последующей стадией, однако не означает прекращения эксплуатации для транспортировки материалов, присутствующих на вышеупомянутой стадии. В частности, если рассмотреть в качестве примера "непрерывное введение газообразного аммиака в реактор аммоксирирования", осуществляемое на стадии (2), так называемое "окончание стадии (2)" представляет собой только отсутствие стадии (2) вследствие ее слияния с последующей стадией (3) или стадией (3-1), однако операция непрерывного введения газообразного аммиака в реактор аммоксирирования, осуществляемая на стадии (2), все же продолжается на последующей стадии (3) или стадии (3-1) и не прекращается. Другие аналогичные выражения можно понимать аналогичным образом.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3) подлежащее аммоксирированию вещество, в частности, пропилен, непрерывно вводят в реактор аммоксирирования.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения в начале стадии (3), с точки зрения улучшения безопасности эксплуатации или уменьшения взрывоопасности реакционной смеси в реакторе аммоксирирования, например, поскольку композиция находится в пределах диапазона взрывоопасности, содержание молекулярного кислорода (по отношению к полному объему отходящего газа) в отходящем реакционном газе (т. е. отходящем газе, выводимом из выпуска реактора аммоксирирования) составляет, как правило, 7,5 об.% или менее, предпочтительно от 7 до 7,5 об.%.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения газообразный аммиак поступает в реактор аммоксирирования перед подлежащим аммоксирированию веществом (таким как пропилен). Согласно характеристикам безопасности материалов газообразный аммиак имеет более высокий нижний предел взрывоопасной концентрации, чем подлежащее аммоксирированию вещество; другими словами, в одинаковой кислородсодержащей атмосфере в диапазоне концентрации от нуля до нижнего предела взрывоопасной концентрации способ эксплуатации обеспечивает безопасную рабочую концентрацию газообразного аммиака в системе, которая очевидно превышает безопасную рабочую концентрацию подлежащего аммоксирированию вещества в системе; по сравнению с введением подлежащего аммоксирированию вещества в реактор до газообразного аммиака, введение газообразного аммиака в качестве исходного материала для реакции в реактор до подлежащего аммоксирированию вещества в процессе запуска установки уменьшает взрывоопасность и существенно увеличивает коэффициент безопасности.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3) температура слоя катализатора составляет, как правило, от 400 до 440°C, предпочтительно от 400 до 430°C или от 410 до 430°C. В целях предотвращения чрезмерно высокой температуры иногда оказывается необходимым одновременное введение определенного количества охлаждающих змеевиков для регулирования температуры слоя катализатора в течение стадии (3).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3) целевое значение количества подлежащего аммоксирированию вещества, вводимого в реактор аммоксирирования, составляет, как правило, от 5,2 до 110,5 $\text{Nm}^3/\text{ч}/\text{m}^2$, предпочтительно от 9,13 до 65,8 $\text{Nm}^3/\text{ч}/\text{m}^2$. Здесь соответствующие вводимые количества кислородсодержащего газа и газообразного аммиака в реактор аммоксирирования или режим изменения количества вводимого не ограничиваются определенным образом и могут быть произвольно выбраны специалистами в данной области техники согласно обстоятельствам, при том условии, что гарантирована по меньшей мере возможность осуществления реакции аммоксирирования указанных исходных материалов для реакции аммоксирирования без какой-либо взрывоопасности. В частности, например, в качестве количества кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксирирования, могут быть представлены, например, следующие конкретные значения: от 44,2 до 1270,7 $\text{Nm}^3/\text{ч}/\text{m}^2$, но настоящее изобретение не ограничивается этими значениями. Кроме того, в частности, например, в качестве количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксирирования, могут быть представлены, например, следующие конкретные значения: от 7,5 до 110 $\text{Nm}^3/\text{ч}/\text{m}^2$, но настоящее изобретение не ограничивается этими значениями.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3), давление в реакторе аммоксирирования (манометрическое давление) составляет, как правило, от 0,030 до 0,060 МПа, предпочтительно от 0,030 до 0,045 МПа, но иногда не ограничивается этим диапазоном.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3), линейная скорость эксплуатации реактора составляет, как правило, от 0,04 до 0,32 м/с, предпочтительно от 0,05 до 0,20 м/с или от 0,04 до 0,17 м/с.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения, с точки зрения предотвращения взрывоопасности, стадия (3) по меньшей мере включает стадию (3-1) и стадию (3-2).

Стадия (3-1): при поддержании практически постоянного количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксирирования, начинают введение подлежащего аммоксирированию вещества в реактор аммоксирирования. Здесь термин "практически постоянный" означает, что численное значение

остается абсолютно постоянным, или величина изменения численного значения находится в пределах $\pm 10\%$ (предпочтительно $\pm 5\%$). Здесь для надлежащей эксплуатации количество газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксирирования, может представлять собой количество газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксирирования, в конце стадии (2), и, например, составляет, как правило, от 7,5 до 110 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, от 13,7 до 69,1 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 7,5 до 45,6 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. В частности, в том случае, где подлежащее аммоксирированию вещество представляет собой пропилен, вводимое количество газообразного аммиака составляет, как правило, от 7,5 до 45,6 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения в начале стадии (3-1), с точки зрения улучшения безопасности эксплуатации или уменьшения взрывоопасности реакционной смеси в реакторе аммоксирирования, например, поскольку композиция находится в пределах диапазона взрывоопасности, содержание молекулярного кислорода (по отношению к полному объему отходящего газа) в отходящем реакционном газе (т. е. отходящем газе, выводимом из выпуска реактора аммоксирирования) составляет, как правило, 7,5 об.% или менее, предпочтительно от 7 до 7,5 об.%.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-1) температура слоя катализатора составляет от 400 до 440°C, от 400 до 430°C или от 400 до 415°C. В целях предотвращения чрезмерно высокой температуры иногда оказывается необходимым одновременное введение определенного количества охлаждающих змеевиков для регулирования температуры слоя катализатора в течение стадии (3-1).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-1) давление в реакторе аммоксирирования (манометрическое давление) составляет, как правило, от 0,030 до 0,060 МПа, предпочтительно от 0,030 до 0,040 МПа, но иногда не ограничивается этим диапазоном.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-1) молярное соотношение подлежащего аммоксирированию вещества и аммиака, вводимых в реактор аммоксирирования, составляет, как правило, от 1:4 до 7, предпочтительно составляет от 1:4,5 до 6,5. Это молярное соотношение может быть реализовано любым путем и любым образом, традиционно известным в технике, например, посредством регулирования количества подлежащего аммоксирированию вещества, вводимого в реактор аммоксирирования, и т. п.; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-1) целевое значение количества подлежащего аммоксирированию вещества, вводимого в реактор аммоксирирования, может составлять от 1,5 до 22,1 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, от 2,74 до 13,8 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 1,5 до 11,4 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. В частности, в том случае, где подлежащее аммоксирированию вещество представляет собой пропилен, целевое значение количества вводимого составляет, как правило, от 1,5 до 11,4 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. В том случае, где подлежащее аммоксирированию вещество (в частности, пропилен) вводят в реактор аммоксирирования, его введение можно начинать с небольшой дозы и постепенно увеличивать до целевого значения (например, множество раз, в несколько стадий или последовательно), или целевое значение может быть достигнуто в течение одной стадии; однако в данном аспекте настоящего изобретения отсутствует какое-либо специальное ограничение. Когда вводят подлежащее аммоксирированию вещество, реакция аммоксирирования этого вещества также происходит под действием катализатора в существующих температурных условиях. Скорость реакции аммоксирирования является очень высокой, и в течение реакции расходуется больше молекулярного кислорода, таким образом, что содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе дополнительно уменьшается, и при этом высвобождается тепло реакции. Вследствие дополнительного уменьшения содержания молекулярного кислорода в реакторе аммоксирирования, может быть предотвращено достижение предела взрывоопасности продукта реакции, представляющего собой горючий материал, такой как акрилонитрил, и это также является причиной, по которой используют низкое целевое значение (по сравнению с предшествующим уровнем техники), когда вводят подлежащее аммоксирированию вещество.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения стадия (3-2) начинается после того, как стадия (3-1) осуществляется в течение от 2 до 20 минут. Оказывается предпочтительным, что стадия (3-2) начинается после того, как стадия (3-2) осуществляется в течение от 3 до 18 минут.

Стадия (3-2): регулирование соответствующих вводимых количества кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксирированию вещества в реактор аммоксирирования. Здесь регулирование может быть осуществлено любым способом, известным в технике. В частности, например, могут быть представлены следующие способы: вводимое количество может быть изменено в результате изменения регулирующего поток устройства (например, клапана, измерителя расхода, диафрагмы с отверстиями или аналогичного устройства) на трубопроводе для введения кислородсодержащего газа и/или подлежащего аммоксирированию вещества в реактор аммоксирирования. Кроме того, в качестве способа регулирования, например, может быть представлен следующий способ: введение можно начинать с начального вводимого количества и постепенно увеличивать до соответствующего целевого значения (например, несколько раз, в несколько стадий или последовательно).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения в начале стадии (3-2), с точки зрения улучшения

безопасность эксплуатации или уменьшения взрывоопасность реакционной смеси в реакторе аммокси-дирования, например, поскольку композиция находится в пределах диапазона взрывоопасности, содержание молекулярного кислорода (по отношению к полному объему отходящего газа) в отходящем реакционном газе составляет, как правило, 2 об.% или менее, предпочтительно от 0,5 до 2 об.%. Кроме того, с точки зрения предотвращения уменьшения активности катализатора, предпочтительно в течение всей продолжительности стадии (3-2), например, посредством регулирования соответствующих вводимых количеств кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммокси-дирования, содержание молекулярного кислорода (по отношению к полному объему отходящего газа) в отходящем реакционном газе, таким образом, постоянно поддерживают в диапазоне от 0,5 до 2 об.%.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-2), в зависимости от типа подлежащего аммоксидированию вещества, температура слоя катализатора составляет, как правило, от 400 до 550°C, от 420 до 450°C, от 400 до 440°C или от 425 до 440°C. В частности, в том случае, где подлежащее аммоксидированию вещество представляет собой пропилен, температура составляет, как правило, от 420 до 450°C, предпочтительно от 425 до 440°C. В целях предотвращения чрезмерно высокой температуры иногда оказывается необходимым одновременное введение определенного количества охлаждающих змеевиков для регулирования температуры слоя катализатора в течение стадии (3-2).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-2) давление в реакторе аммоксидирования (манометрическое давление) составляет, как правило, от 0,030 до 0,060 МПа, предпочтительно от 0,035 до 0,045 МПа, но иногда не ограничивается этим диапазоном.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-2) соответствующие количества кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, регулируют или постепенно увеличивают (например, несколько раз, в несколько стадий или последовательно), таким образом, что молярное соотношение вводимых в реактор аммоксидирования подлежащего аммоксидированию вещества и газообразного аммиака относительно содержание газообразного аммиака) и/или молярное соотношение подлежащего аммоксидированию вещества и кислородсодержащего газа (в пересчете на молекулярный кислород) (относительное содержание воздуха) достигают пропорциональных параметров, когда установка нормально работает. В зависимости от конкретного размера реактора и расположения его внутренних компонентов, могут изменяться пропорциональные параметры, при которых когда установка нормально работает. В частности, например, относительное содержание газообразного аммиака составляет, как правило, от 1:0,8 до 1:5, предпочтительно от 1:0,85 до 1:4,5. В частности, например, относительное содержание воздуха составляет, как правило, от 1:4 до 1:30, предпочтительно от 1:4,5 до 1:27. Кроме того, например, в том случае, где подлежащее аммоксидированию вещество представляет собой пропилен, относительное содержание газообразного аммиака составляет, как правило, от 1:1 до 1:1,5, предпочтительно от 1:1,05 до 1:1,3. Кроме того, например, в том случае, где подлежащее аммоксидированию вещество представляет собой пропилен, относительное содержание воздуха составляет, как правило, от 1:8,5 до 1:11,5, предпочтительно от 1:9 до 1:9,8. Кроме того, для специалистов в данной области техники будет очевидным, что в целях установления указанных соотношений в пределах диапазона, определенного согласно настоящему изобретению, иногда оказывается необходимым контроль или регулирование соответствующим образом количеством газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, согласно требованиям, при одновременном регулировании соответствующих вводимых количеств кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования. количество газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, на стадии (2) не ограничивается определенным образом посредством настоящего изобретения, при том условии, что указанные соотношения могут выполнять требование, которое определено согласно настоящему изобретению, без возникновения какой-либо взрывоопасности. Согласно требованию количество газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, можно также поддерживать практически постоянным в течение всей стадии (3-2). Для надлежащей эксплуатации по меньшей мере в начале стадии (3-2) количество газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, может представлять собой соответствующее численное значение, которое было достигнуто в конце стадии (3-1), например, могут быть представлены следующие конкретные значения: от 7,5 до 110 Нм³/ч/м² или от 7,5 до 45,6 Нм³/ч/м². Кроме того, термин "практически постоянный" означает, что численное значение остается абсолютно постоянным, или величина изменения численного значения находится в пределах $\pm 10\%$ (предпочтительно $\pm 5\%$).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (3-2) целевое значение количества подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 5,2 до 110,5 Нм³/ч/м², предпочтительно от 9,13 до 65,8 Нм³/ч/м², целевое значение количества кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 44,2 до 1270,7 Нм³/ч/м², предпочтительно от 82,17 до 644,9 Нм³/ч/м².

Согласно одному аспекту настоящего изобретения линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3-1) составляет, как правило, от 0,04 до 0,18 м/с, предпочтительно от 0,05 до 0,15 м/с или от 0,05 до 0,15 м/с.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3-2) составляет, как правило, от 0,04 до 0,32 м/с, предпочтительно от 0,05 до 0,2 м/с или от 0,04 до 0,17 м/с.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения, с точки зрения превосходных ожидаемых технических эффектов настоящего изобретения, предпочтительно линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3-1) и линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3-2) составляют от 0,04 до 0,18 м/с и от 0,04 до 0,32 м/с соответственно, предпочтительно от 0,05 до 0,15 м/с и от 0,05 до 0,2 м/с соответственно, или от 0,05 до 0,15 м/с и от 0,04 до 0,17 м/с соответственно.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения последующая стадия начинается после того, как стадия (3-2) осуществляется в течение от 2 до 30 минут. Здесь в качестве последующей стадии может быть представлена, например, стадия (4). Оказывается предпочтительным, что последующая стадия начинается после того, как стадия (3-2) осуществляется в течение от 5 до 25 минут.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения период времени от начала стадии (3-1) до окончания стадии (3-2) составляет, как правило, от 2 до 50 минут, предпочтительно от 8 до 43 минут.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения стадия начинается (4) после того, как стадия (3) осуществляется в течение от 2 до 50 минут. Оказывается предпочтительным, что стадия начинается (4) после того, как стадия (3) осуществляется в течение от 8 до 43 минут.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (4) соответствующие количества кислородсодержащего газа, газообразного аммиака и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, устанавливаются на уровне соответствующих заданных значений. Если соответствующие количества кислородсодержащего газа, газообразного аммиака и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, устанавливаются на уровне соответствующих заданных значений перед стадией (4) посредством одной или нескольких других стадий, таких как стадия (3) или стадия (3-2), эта стадия (4) может отсутствовать, поскольку она становится необязательной стадией. Однако с точки зрения безопасности эксплуатации, стадия (4) предпочтительно присутствует.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (4) температура слоя катализатора составляет от 400 до 550°C или от 400 до 440°C, предпочтительно от 400 до 440°C или от 425 до 440°C. В целях предотвращения чрезмерно высокой температуры иногда оказывается необходимым одновременное введение определенного количества охлаждающих змеевиков для регулирования температуры слоя катализатора в течение стадии (4).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (4) давление в реакторе аммоксидирования (манометрическое давление) составляет, как правило, от 0,030 до 0,060 МПа, предпочтительно от 0,035 до 0,055 МПа, но иногда не ограничивается этим диапазоном.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (4) заданное значение количество вводимого подлежащего аммоксидированию вещества (в частности, пропилен) составляет от 110 до 160 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 117 до 143 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. Для этой цели вводимое количество подлежащего аммоксидированию вещества может быть установлено на уровне заданного значения любым способом, известным в технике. В частности, например, могут быть представлены следующие способы: вводимое количество может быть изменено в результате изменения регулирующего поток устройства (например, клапана, измерителя расхода, диафрагмы с отверстиями или аналогичного устройства) на трубопроводе для введения подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования. Кроме того, в качестве способа регулирования, например, может быть представлен следующий способ: введение можно начинать с начального вводимого количества и постепенно увеличивать до соответствующего целевого значения (например, несколько раз, в несколько стадий или последовательно).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (4) заданное значение количество вводимого газообразного аммиака составляет от 120 до 230 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно 125-185 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. Для этой цели вводимое количество газообразного аммиака может быть установлено на уровне заданного значения любым способом, известным в технике. В частности, например, могут быть представлены следующие способы: вводимое количество может быть изменено в результате изменения регулирующего поток устройства (например, клапана, измерителя расхода, диафрагмы с отверстиями или аналогичного устройства) на трубопроводе для введения газообразного аммиака в реактор аммоксидирования. Кроме того, в качестве способа регулирования, например, может быть представлен следующий способ: введение можно начинать с начального вводимого количества и постепенно увеличивать до соответствующего целевого значения (например, несколько раз, в несколько стадий или последовательно).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (4) заданное значение количество вводимого кислородсодержащего газа (в частности, воздух) составляет от 600 до 1600 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 1000 до 1500 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 1050 до 1400 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$. Для этой цели вводимое количество кислородсодержащего газа может быть установлено на уровне заданного значения любым способом, известным в технике. В частности, например, могут быть представлены следующие способы: вводимое количество может быть изменено в результате изменения регулирующего поток устройства (например, клапана, измерителя расхода, диафрагмы с отверстиями или аналогичного устройства) на трубопроводе

для введения кислородсодержащего газа в реактор аммоксидирования. Кроме того, в качестве способа регулирования, например, может быть представлен следующий способ: введение можно начинать с начального вводимого количества и постепенно увеличивать до соответствующего целевого значения (например, несколько раз, в несколько стадий или последовательно).

Согласно одному аспекту настоящего изобретения на стадии (4) линейная скорость эксплуатации реактора составляет, как правило, от 0,5 до 1,2 м/с, предпочтительно от 0,65 до 0,95 м/с.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения процесс запуска завершается после того, как стадия (4) осуществляется в течение от 5 до 30 минут. Оказывается предпочтительным, что процесс запуска завершается после того, как стадия (4) осуществляется в течение от 6 до 25 минут.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения, с точки зрения превосходных ожидаемых технических эффектов настоящего изобретения, оказывается предпочтительным, что линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (1), линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (2), линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3) и линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (4) составляют, соответственно, от 0,03 до 0,15 м/с, от 0,04 до 0,18 м/с, от 0,04 до 0,32 м/с и от 0,5 до 1,2 м/с, предпочтительно составляют, соответственно, от 0,03 до 0,1 м/с, от 0,05 до 0,15 м/с, от 0,05 до 0,20 м/с (или от 0,04 до 0,17 м/с) и от 0,65 до 0,95 м/с.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения период времени от начала стадии (2) до окончания процесса запуска (а именно, продолжительность пуска в процессе пуска) составляет, как правило, от 10 до 100 минут, предпочтительно от 20 до 60 минут, предпочтительнее от 20 до 50 минут.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения параметры, такие как температура реакции, давление реакции, линейная скорость эксплуатации и другие параметры, достигают заданных целевых эксплуатационных параметров с помощью некоторых технологических средств для регулирования температуры и регулирования давления, например, температуру реакции можно регулировать посредством увеличения или уменьшения числа охлаждающих змеевиков. В случае свежего катализатора катализатор обладает относительно сильной способностью сжигания аммиака и, таким образом, требуется процесс приспособления. Для первого запуска установки с применением свежего катализатора приспособление осуществляют при эксплуатационной нагрузке, которая составляет желательно от 70 до 95%, предпочтительно от 80 до 90% по отношению к полной нагрузке. Этот фактор не влияет запуск установки с равновесным катализатором, и в таком случае запуск установка можно осуществлять при нагрузке от 70 до 110% по отношению к полной нагрузке.

Согласно одному аспекту настоящего изобретения в способе запуска различные стадии тесно связаны друг с другом в целях непрерывной эксплуатации (т. е. здесь отсутствует промежуточная пауза или приостановка эксплуатации между различными стадиями).

Примеры

Настоящее изобретение дополнительно проиллюстрировано следующими примерами, но настоящее изобретение не ограничено данными примерами.

В следующих примерах и сравнительных примерах представлено, что воздух использован в качестве нагревательной среды и одного из исходных материалов для реакции аммоксидирования, но настоящее изобретение не ограничивается этими условиями. Кроме того, в качестве примера, температура нагревательной среды составляет от 370 до 400°C, но настоящее изобретение не ограничивается этими значениями.

Пример 1.

Реактор с псевдооживленным слоем имел диаметр, составляющий 5,1 метров, и слой катализатора высотой 6,5 метров. Катализатор представлял собой псевдооживленный слой катализатора на основе Mo-V для синтеза акрилонитрила (серия SANC, производитель Sinopec Shanghai Petrochemical Research Institute). Непрореагировавший газообразный аммиак в отходящем реакционном газе абсорбировали серной кислотой (имеющей концентрацию 98 мас.%).

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло 0,3 кг/см², вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 100 Нм³/ч/м², или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,057 м/с, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 380°C.

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 150 Нм³/ч и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 372 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,068 м/с. Полный процесс был завершён в течение 12 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,2 об.%. Пропан вводили в реактор, вводимое количество пропана устанавливали на уровне 81 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,07 м/с. Полный процесс был завершён в течение 4 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло 1,5 об.%. Из-

меритель расхода для воздуха и измеритель расхода для пропана регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 2753 $\text{Нм}^3/\text{ч}$. Вводимое количество пропана устанавливали на уровне 286 $\text{Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,1 м/с. Полный процесс был завершен в течение 6 минут.

5. Измеритель расхода для пропана, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество пропана составляло 2500 $\text{Нм}^3/\text{ч}$, вводимое количество газообразного аммиака составляло 3250 $\text{Нм}^3/\text{ч}$, и вводимое количество воздуха составляло 24000 $\text{Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,78 м/с. Полный процесс был завершен в течение 12 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 440°C. Давление (манометрическое давление) реакции составляло 0,050 МПа. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 34 минуты. Полное потребление газообразного аммиака составляло 786 Нм^3 . Полное потребление пропана составляло 534 Нм^3 . Полное потребление серной кислоты составляло 172 кг.

Пример 2.

Реактор с псевдооживленным слоем имел диаметр, составляющий 2,8 метра, и слой катализатора высотой 5 метров. Катализатор представлял собой псевдооживленный слой катализатора на основе Mo-Fe для синтеза цианистоводородной кислоты (серия SANC, производитель Sinopec Shanghai Petrochemical Research Institute). Метанол вводили в газообразной форме в реактор после пропускания через испаритель и перегреватель. Вводимое количество измеряли измерителем объема. Непрореагировавший газообразный аммиак в отходящем реакционном газе абсорбировали серной кислотой (имеющей концентрацию 98 мас.%).

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло 0,25 $\text{кг}/\text{см}^2$, вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 162 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,095 м/с, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 380°C.

2. Вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 181 Нм^3 , линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,11 м/с. Полный процесс был завершен в течение 10 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,2 об.%. Метанол вводили в реактор, вводимое количество метанола устанавливали на уровне 40 $\text{Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,12 м/с. Полный процесс был завершен в течение 3 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе устанавливали на уровне 1,5 об.%. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для метанола регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 1515 $\text{Нм}^3/\text{ч}$. Вводимое количество метанола устанавливали на уровне 202 $\text{Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,17 м/с. Полный процесс был завершен в течение 6 минут.

5. Измеритель расхода для метанола, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество метанола составляло 800 $\text{Нм}^3/\text{ч}$, вводимое количество газообразного аммиака составляло 720 $\text{Нм}^3/\text{ч}$, и вводимое количество воздуха составляло 6000 $\text{Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,66 м/с. Полный процесс был завершен в течение 12 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 440°C. Давление (манометрическое давление) реакции составляло 0,050 МПа. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 30 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 198 Нм^3 . Полное потребление метанола составляло 255 кг. Полное потребление серной кислоты составляло 43 кг.

Пример 3.

Реактор с псевдооживленным слоем имел диаметр, составляющий 2,8 метра, и слой катализатора высотой 6,5 метров. Катализатор представлял собой псевдооживленный слой катализатора на основе Mo-Vi для синтеза ацетонитрила (серия MB, производитель Sinopec Shanghai Petrochemical Research Institute). Уксусную кислоту вводили в газообразной форме в реактор после пропускания через испаритель и перегреватель. Вводимое количество измеряли измерителем объема. Непрореагировавший газообразный аммиак в отходящем реакционном газе абсорбировали серной кислотой (имеющей концентрацию 98 мас.%).

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло 0,3 $\text{кг}/\text{см}^2$, вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 162 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,091 м/с, таким

образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 380°C.

2. Вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 200 Нм³/ч, линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,11 м/с. Полный процесс был завершён в течение 14 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,5 об.%. Уксусную кислоту вводили в реактор, вводимое количество уксусной кислоты устанавливали на уровне 44 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,12 м/с. Полный процесс был завершён в течение 5 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло 1,5 об.%. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для уксусной кислоты регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 625 Нм³/ч. Вводимое количество уксусной кислоты устанавливали на уровне 125 Нм³/ч. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,13 м/с. Полный процесс был завершён в течение 5 минут.

5. Измеритель расхода для уксусной кислоты, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество уксусной кислоты составляло 800 Нм³/ч, вводимое количество газообразного аммиака составляло 1280 Нм³/ч, и вводимое количество воздуха составляло 4000 Нм³/ч. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,52 м/с. Полный процесс был завершён в течение 12 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 400°C. Давление (манометрическое давление) реакции составляло 0,050 МПа. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 36 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 336 Нм³. Полное потребление уксусной кислоты составляло 466 кг. Полное потребление серной кислоты составляло 73 кг.

Пример 4.

Реактор с псевдооживленным слоем имел диаметр, составляющий 5,1 метров, и слой катализатора высотой 7,3 метров. Катализатор представлял собой псевдооживленный слой катализатора на основе Мо-Вi для синтеза бензонитрила (серия BN, производитель Sinopec Shanghai Petrochemical Research Institute). Толуол вводили в газообразной форме в реактор после пропускания через испаритель и перегреватель. Вводимое количество измеряли измерителем объема. Непрореагировавший газообразный аммиак в отходящем реакционном газе абсорбировали серной кислотой (имеющей концентрацию 98 мас.%).

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло 0,3 кг/см², вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 100 Нм³/ч/м², или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,057 м/с, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 380°C.

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 150 Нм³/ч и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 372 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,068 м/с. Полный процесс был завершён в течение 14 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,2 об.%. Толуол вводили в реактор, вводимое количество толуола устанавливали на уровне 41 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,07 м/с. Полный процесс был завершён в течение 5 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло 1,5 об.%. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для толуола регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 2330 Нм³/ч. Вводимое количество толуола устанавливали на уровне 93 Нм³/ч. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,077 м/с. Полный процесс был завершён в течение 6 минут.

5. Измеритель расхода для толуола, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество толуола составляло 1000 Нм³/ч, вводимое количество газообразного аммиака составляло 4000 Нм³/ч, и вводимое количество воздуха составляло 25000 Нм³/ч. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,74 м/с. Полный процесс был завершён в течение 12 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 400°C. Давление (манометрическое давление) реакции составляло 0,045 МПа. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 37 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 755 Нм³. Полное потребление толуола составляло 2208 кг. Полное потребление серной кислоты составляло 165 кг.

Пример 5.

Реактор с псевдооживленным слоем имел диаметр, составляющий 7,5 метров, и слой катализатора высотой 7 метров. Катализатор представлял собой систему свежего катализатора на основе Mo-Vi для синтеза акрилонитрила (серия SANC, производитель Sinopec Shanghai Petrochemical Research Institute). Непрореагировавший газообразный аммиак в отходящем реакционном газе абсорбировали серной кислотой (имеющей концентрацию 98 мас.%).

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло $0,3 \text{ кг/см}^2$, вводимое количество воздуха устанавливали на уровне $54 \text{ Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,030 \text{ м/с}$, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 370°C .

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $150 \text{ Нм}^3/\text{ч}$ и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $480 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,040 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершен в течение 10 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,2 об.%. Пропилен вводили в реактор, измеритель расхода для пропилена устанавливали таким образом, что вводимое количество пропилена устанавливали на уровне $104 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,040 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершен в течение 3 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло 1,5 об.%. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для пропилена регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне $3686 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Вводимое количество пропилена устанавливали на уровне $384 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,058 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершен в течение 4 минут.

5. Измеритель расхода для пропилена, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество пропилена составляло $4861 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, вводимое количество газообразного аммиака составляло $6076 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и вводимое количество воздуха составляло $46665 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,7 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершен в течение 10 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 425°C . Давление (манометрическое давление) реакции составляло $0,045 \text{ МПа}$. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 27 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 1092 Нм^3 . Полное потребление пропилена составляло 835 Нм^3 . Полное потребление серной кислоты составляло 239 кг.

Пример 6.

Реактор с псевдооживленным слоем имел диаметр, составляющий 7,5 метров, и слой катализатора высотой 7 метров. Катализатор представлял собой сбалансированную систему катализатора на основе Mo-Vi для синтеза акрилонитрила (серия SANC, производитель Sinopec Shanghai Petrochemical Research Institute). Непрореагировавший газообразный аммиак в отходящем реакционном газе абсорбировали серной кислотой (имеющей концентрацию 98 мас.%).

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло $0,3 \text{ кг/см}^2$, вводимое количество воздуха устанавливали на уровне $59 \text{ Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,034 \text{ м/с}$, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 390°C .

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $150 \text{ Нм}^3/\text{ч}$ и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $577 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,041 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершен в течение 11 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,3 об.%. Пропилен вводили в реактор, измеритель расхода для пропилена устанавливали таким образом, что вводимое количество пропилена устанавливали на уровне $137 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,044 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершен в течение 4 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло 2,0 об.%. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для пропилена регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне $4620 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Вводимое количество пропилена устанавливали на уровне $480 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,074 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершен в течение 5 минут.

5. Измеритель расхода для пропилена, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель

расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество пропилена составляло 5684 Нм³/ч, вводимое количество газообразного аммиака составляло 7390 Нм³/ч, и вводимое количество воздуха составляло 54000 Нм³/ч. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,81 м/с. Полный процесс был завершен в течение 12 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 435°C. Давление (манометрическое давление) реакции составляло 0,045 МПа. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 32 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 1642 Нм³. Полное потребление пропилена составляло 1160 Нм³. Полное потребление серной кислоты составляло 346 кг.

Пример 7.

Осуществляли такую же процедуру, как в примере 6, за исключением следующей модификации.

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло 0,3 кг/см², вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 158 Нм³/ч/м², или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,091 м/с, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 390°C.

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 180 Нм³/ч и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 1166 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,11 м/с. Полный процесс был завершен в течение 9 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,5 об.%. Пропилен вводили в реактор, измеритель расхода для пропилена устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество пропилена устанавливали на уровне 100 Нм³/ч и стабилизировали в течение 1,0 минуты, а затем вводимое количество пропилена устанавливали на уровне 259 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,11 м/с. Полный процесс был завершен в течение 6 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло 1,8 об.%. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для пропилена регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 8960 Нм³/ч. Вводимое количество пропилена устанавливали на уровне 933 Нм³/ч. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,14 м/с. Полный процесс был завершен в течение 6 минут.

5. Измеритель расхода для пропилена, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество пропилена составляло 5684 Нм³/ч, вводимое количество газообразного аммиака составляло 7105 Нм³/ч, и вводимое количество воздуха составляло 54570 Нм³/ч. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,81 м/с. Полный процесс был завершен в течение 15 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 430°C. Давление (манометрическое давление) реакции составляло 0,045 МПа. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 36 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 2150 Нм³. Полное потребление пропилена составляло 1520 Нм³. Полное потребление серной кислоты составляло 470 кг.

Пример 8.

Осуществляли такую же процедуру, как в примере 5, за исключением следующей модификации.

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло 0,3 кг/см², вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 181 Нм³/ч/м², или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,1 м/с, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 370°C.

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 180 Нм³/ч и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне 1595 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,12 м/с. Полный процесс был завершен в течение 14 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно 7,5 об.%. Пропилен вводили в реактор, измеритель расхода для пропилена устанавливали таким образом, что вводимое количество пропилена устанавливали на уровне 354 Нм³/ч, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне 0,13 м/с. Полный процесс был завершен в течение 7 минут.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло 1,8 об.%. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для пропилена регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне 11780 Нм³/ч. Вводимое количество пропилена устанавли-

вали на уровне $1227 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,20 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершён в течение 7 минут.

5. Измеритель расхода для пропилена, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество пропилена составляло $5684 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, вводимое количество газообразного аммиака составляло $7105 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и вводимое количество воздуха составляло $54570 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,81 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершён в течение 15 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 430°C . Давление (манометрическое давление) реакции составляло $0,045 \text{ МПа}$. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 43 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 2510 Нм^3 . Полное потребление пропилена составляло 1594 Нм^3 . Полное потребление серной кислоты составляло 542 кг .

Сравнительный пример 1.

Осуществляли такую же процедуру, как в примере 5, за исключением следующей модификации.

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло $0,3 \text{ кг/см}^2$, вводимое количество воздуха устанавливали на уровне $323 \text{ Нм}^3/\text{ч/м}^2$, или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,18 \text{ м/с}$, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 370°C .

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $150 \text{ Нм}^3/\text{ч}$ и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $300 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,21 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершён в течение 10 минут.

После окончания стадии 2 содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло $10,0 \text{ об.}\%$, и существовал риск превышения предела взрывоопасности акрилонитрила. Таким образом, было невозможным дальнейшее осуществление способа запуска.

Сравнительный пример 2.

Осуществляли такую же процедуру, как в примере 5, за исключением следующей модификации.

Способ запуска осуществляли следующим образом:

1. Давление реакции составляло $0,3 \text{ кг/см}^2$, вводимое количество воздуха устанавливали на уровне $543 \text{ Нм}^3/\text{ч/м}^2$, или линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,3 \text{ м/с}$, таким образом, что температура слоя катализатора в реакторе достигала 370°C .

2. Измеритель расхода для газообразного аммиака устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $300 \text{ Нм}^3/\text{ч}$ и стабилизировали в течение 1,5 минут, а затем вводимое количество газообразного аммиака устанавливали на уровне $4800 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,38 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершён в течение 45 минут.

3. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло приблизительно $7,2 \text{ об.}\%$. Пропилен вводили в реактор, измеритель расхода для пропилена устанавливали в два этапа: сначала вводимое количество пропилена устанавливали на уровне $300 \text{ Нм}^3/\text{ч}$ и стабилизировали в течение 1,0 минуты, а затем вводимое количество пропилена устанавливали на уровне $1043 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,39 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершён в течение 21 минуты.

4. Содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе составляло $1,5 \text{ об.}\%$. Измеритель расхода для воздуха и измеритель расхода для пропилена регулировали синхронно. Вводимое количество воздуха устанавливали на уровне $36864 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Вводимое количество пропилена устанавливали на уровне $3840 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,58 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершён в течение 28 минут.

5. Измеритель расхода для пропилена, измеритель расхода для газообразного аммиака и измеритель расхода для воздуха регулировали таким образом, что вводимое количество пропилена составляло $5680 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, вводимое количество газообразного аммиака составляло $7100 \text{ Нм}^3/\text{ч}$, и вводимое количество воздуха составляло $54570 \text{ Нм}^3/\text{ч}$. Линейную скорость эксплуатации реактора устанавливали на уровне $0,83 \text{ м/с}$. Полный процесс был завершён в течение 32 минут.

На каждой из вышеупомянутых стадий, если это необходимо, температуру реакции можно регулировать посредством регулирования количества водяных труб, используемых для отвода тепла. Температура реакции составляла 425°C . Давление (манометрическое давление) реакции составляло $0,045 \text{ МПа}$. Продолжительность пуска в процессе запуска составляла 126 минут. Полное потребление газообразного аммиака составляло 11200 Нм^3 . Полное потребление пропилена составляло 5000 Нм^3 . Полное потребление серной кислоты составляло 2460 кг .

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ запуска для реакции аммоксидирования, который включает следующие стадии:

- (1) нагревание слоя катализатора в реакторе аммоксидирования с кислородсодержащим газом;
- (2) непрерывное введение газообразного аммиака в реактор аммоксидирования;
- (3) непрерывное введение подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования;

и

(4) установление соответствующих количеств кислородсодержащего газа, газообразного аммиака и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, на уровне соответствующих заданных значений,

причем линейная скорость в реакторе на стадии (1), линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (2), линейная скорость в реакторе на стадии (3) и линейная скорость в реакторе на стадии (4) составляют, соответственно, от 0,03 до 0,15 м/с, от 0,04 до 0,18 м/с, от 0,04 до 0,32 м/с и от 0,5 до 1,2 м/с.

2. Способ запуска по п.1, в котором реактор аммоксидирования представляет собой реактор с псевдооживленным слоем; или кислородсодержащий газ представляет собой воздух; или линейная скорость в реакторе на стадии (1), линейная скорость в реакторе на стадии (2), линейная скорость в реакторе на стадии (3) и линейная скорость в реакторе на стадии (4) составляют, соответственно, от 0,03 до 0,1 м/с, от 0,05 до 0,15 м/с, от 0,05 до 0,20 м/с и от 0,65 до 0,95 м/с.

3. Способ запуска по п.1, в котором реактор аммоксидирования представляет собой реактор с псевдооживленным слоем; или кислородсодержащий газ представляет собой воздух; или линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (1), линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (2), линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (3) и линейная скорость эксплуатации реактора на стадии (4) составляют, соответственно, от 0,03 до 0,1 м/с, от 0,05 до 0,15 м/с, от 0,04 до 0,17 м/с и от 0,65 до 0,95 м/с.

4. Способ запуска по п.1, в котором на стадии (1) количество кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 54 до 276 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 54 до 182 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$.

5. Способ запуска по п.1, в котором подлежащее аммоксидированию вещество выбирают из пропана, изобутана, пропилена, изобутилена, метанола, этанола, пропанола, диметилового эфира, метилэтилового эфира, уксусной кислоты и ацетата.

6. Способ запуска по п.1, в котором на стадии (1) температура слоя катализатора составляет 360°C или более, предпочтительно 370°C или более или 380°C или более, но предпочтительно 500°C или менее, 450°C или менее, 400°C или менее или 390°C или менее, или на стадии (2) температура слоя катализатора составляет 390°C или более, предпочтительно 400°C или более, предпочтительнее от 400 до 440°C, или на стадии (3) температура слоя катализатора составляет от 400 до 440°C, предпочтительно от 400 до 430°C или от 410 до 430°C, или на стадии (4) температура слоя катализатора составляет от 400 до 550°C или от 400 до 440°C, предпочтительно от 400 до 440°C или от 425 до 440°C.

7. Способ запуска по п.1, в котором после того, как стадия (2) осуществляется в течение от 2 до 20 минут, предпочтительно от 5 до 18 минут, начинается стадия (3), или после того, как стадия (3) осуществляется в течение от 2 до 50 минут, предпочтительно от 8 до 43 минут, начинается стадия (4), или после того, как стадия (4) осуществляется в течение от 5 до 30 минут, предпочтительно от 6 до 25 минут, процесс запуска завершается, или период времени от начала стадии (2) до окончания процесса запуска составляет от 10 до 100 минут, предпочтительно от 20 до 60 минут, предпочтительнее от 20 до 50 минут.

8. Способ запуска по п.1, в котором на стадии (2) целевое значение количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 7,5 до 110 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 13,7 до 69,1 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 7,5 до 45,6 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, и соотношение целевого значения количества вводимого газообразного аммиака и значения количества вводимого кислородсодержащего газа составляет от 1:2,5 до 1:7, предпочтительно от 1:4 до 6,5 или от 1:4 до 7, или на стадии (3) целевое значение количества подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 5,2 до 110,5 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 9,13 до 65,8 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, или на стадии (4) заданное значение количества вводимого подлежащего аммоксидированию вещества составляет от 110 до 160 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 117 до 143 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, заданное значение количества вводимого газообразного аммиака составляет от 120 до 230 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 120 до 200 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$ или от 125 до 185 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, заданное значение количества вводимого кислородсодержащего газа, предпочтительно воздуха, составляет от 600 до 1600 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, предпочтительно от 990 до 1600 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, или от 1000 до 1500 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$, или от 1050 до 1400 $\text{Нм}^3/\text{ч}/\text{м}^2$.

9. Способ запуска по п.1, в котором стадия (3) включает следующие стадии:

(3-1) при поддержании практически постоянного количества газообразного аммиака, вводимого в реактор аммоксидирования, начало введения подлежащего аммоксидированию вещества в реактор аммоксидирования; и

(3-2) увеличение соответствующих количеств кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, причем линейная скорость в реакторе на

стадии (3-1) и линейная скорость в реакторе на стадии (3-2) составляют от 0,04 до 0,18 м/с и от 0,04 до 0,32 м/с соответственно, предпочтительно от 0,05 до 0,15 м/с и от 0,05 до 0,2 м/с соответственно, или от 0,05 до 0,15 м/с и от 0,04 до 0,17 м/с соответственно.

10. Способ запуска по п.9, в котором стадия (3-2) начинается после того, как стадия (3-1) осуществляется в течение от 2 до 20 минут, предпочтительно от 3 до 18 минут, или следующая стадия начинается после того, как стадия (3-2) осуществляется в течение от 2 до 30 минут, предпочтительно от 5 до 25 минут, или период времени от начала стадии (3-1) до окончания стадии (3-2) составляет от 2 до 50 минут, предпочтительно от 8 до 43 минут.

11. Способ запуска по п.9, в котором на стадии (3-1) температура слоя катализатора составляет от 400 до 440°C, предпочтительно от 400 до 430°C или от 400 до 415°C, и на стадии (3-2) температура слоя катализатора составляет от 400 до 550°C или от 420 до 450°C, предпочтительно от 400 до 440°C или от 425 до 440°C.

12. Способ запуска по п.9, в котором на стадии (3-1) количество подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, представляет собой такое количество, что молярное соотношение подлежащего аммоксидированию вещества и газообразного аммиака, вводимых в реактор аммоксидирования, составляет от 1:4 до 7, предпочтительно от 1:4,5 до 6,5, или на стадии (3-2) соответствующие количества кислородсодержащего газа и подлежащего аммоксидированию вещества, вводимых в реактор аммоксидирования, увеличивают таким образом, что молярное соотношение подлежащего аммоксидированию вещества и газообразного аммиака, вводимых в реактор аммоксидирования, составляет от 1:0,8 до 1:5, предпочтительно от 1:0,85 до 1:4,5, или от 1:1 до 1:1,5, или от 1:1,05 до 1:1,3, и таким образом, что молярное соотношение подлежащего аммоксидированию вещества и кислородсодержащего газа, предпочтительно воздуха, в пересчете на молекулярный кислород, вводимых в реактор аммоксидирования, составляет от 1:4 до 1:30, предпочтительно от 1:4,5 до 1:27, или от 1:8,5 до 1:11,5, или от 1:9 до 1:9,8.

13. Способ запуска по п.9, в котором на стадии (3-1) целевое значение количества подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 1,5 до 22,1 Нм³/ч/м², предпочтительно от 2,74 до 13,8 Нм³/ч/м² или от 1,5 до 11,4 Нм³/ч/м², или на стадии (3-2) целевое значение количества подлежащего аммоксидированию вещества, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 5,2 до 110,5 Нм³/ч/м², предпочтительно от 9,13 до 65,8 Нм³/ч/м², целевое значение количества кислородсодержащего газа, вводимого в реактор аммоксидирования, составляет от 44,2 до 1270,7 Нм³/ч/м², предпочтительно от 82,17 до 644,9 Нм³/ч/м².

14. Способ запуска по п.1 или 9, в котором в начале стадии (3) или в начале стадии (3-1) содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе по отношению к полному объему отходящего реакционного газа составляет 7,5 об.% или менее, предпочтительно от 7 до 7,5 об.%, или в начале стадии (3-2) содержание молекулярного кислорода в отходящем реакционном газе по отношению к полному объему отходящего реакционного газа составляет 2 об.% или менее, предпочтительно от 0,5 до 2 об.%.

