



(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 139 888** ⁽¹³⁾ **C1**
 (51) МПК⁶ **C 08 F 2/34, B 01 J 8/18, C 08 F 10/00, 4/642**

РОССИЙСКОЕ АГЕНТСТВО
 ПО ПАТЕНТАМ И ТОВАРНЫМ ЗНАКАМ

(12) ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ПАТЕНТУ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

(21), (22) Заявка: 97107336/04, 26.09.1995
 (24) Дата начала действия патента: 26.09.1995
 (30) Приоритет: 03.10.1994 US 08/317.153
 (46) Дата публикации: 20.10.1999
 (56) Ссылки: US 5436304 A, 24.09.85. SU 1838327 A3, 30.08.93. US 4588790 A, 13.05.86. US 4933149 A, 12.06.90. US 5352749 A, 04.10.94.
 (85) Дата перевода заявки РСТ на национальную фазу: 05.05.97
 (86) Заявка РСТ: US 95/12241 (26.09.95)
 (87) Публикация РСТ: WO 96/10590 (11.04.96)
 (98) Адрес для переписки: 101000, Москва, Малый Златоустинский пер. 10, кв.15, "ЕВРОМАРКПАТ", Патентному поверенному Веселицкой И.А.

(71) Заявитель:
 Эксон Кемикэл Пейтентс Инк. (US)
 (72) Изобретатель: Джон Роберт Гриффин (US),
 Марк Луис Дечеллис (US)
 (73) Патентообладатель:
 Эксон Кемикэл Пейтентс Инк. (US)

(54) СПОСОБ ПОЛИМЕРИЗАЦИИ МОНОМЕРОВ В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ

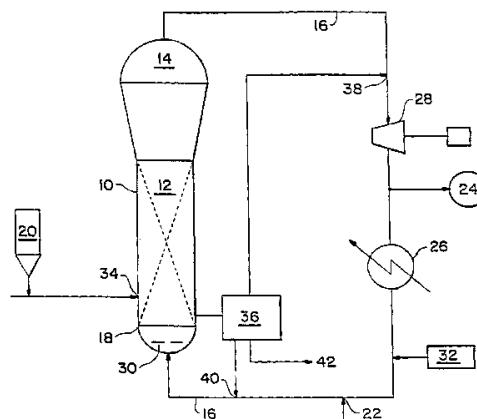
(57) Реферат:

Описывается способ полимеризации альфа-олефина(ов) в газожидком реакторе с псевдооживленным слоем и псевдооживляющей средой, содержащей поступающие в реактор газовую фазу и жидкую фазу, включающий а) регулирование охлаждающей способности псевдооживляющей среды регулированием соотношения между газовой фазой и жидкой фазой и б) поддержание значения функции (Z) объемного веса, представляющей собой

$$Z = \frac{(\rho_{bf} - \rho_g) / \rho_{bs}}{(\rho_s - \rho_g) / \rho_s},$$

где ρ_{bf} обозначает объемный вес в псевдооживленном состоянии, ρ_{bs} обозначает объемный вес после отстаивания, ρ_g обозначает плотность газа и ρ_s обозначает фактическую плотность (смолы) на уровне, который превышает или равен расчетному предельному значению этой функции. Технический результат

-упрощение процесса, увеличение его безопасности при сохранении высокой реакторной производительности. 2 с. и 19 з.п. ф-лы, 6 табл., 3 ил.



Фиг. 1

RU 2 139 888 C1

RU 2 139 888 C1



(19) **RU** ⁽¹¹⁾ **2 139 888** ⁽¹³⁾ **C1**
 (51) Int. Cl.⁶ **C 08 F 2/34, B 01 J 8/18, C 08 F 10/00, 4/642**

RUSSIAN AGENCY
 FOR PATENTS AND TRADEMARKS

(12) **ABSTRACT OF INVENTION**

(21), (22) Application: 97107336/04, 26.09.1995
 (24) Effective date for property rights: 26.09.1995
 (30) Priority: 03.10.1994 US 08/317.153
 (46) Date of publication: 20.10.1999
 (85) Commencement of national phase: 05.05.97
 (86) PCT application: US 95/12241 (26.09.95)
 (87) PCT publication: WO 96/10590 (11.04.96)
 (98) Mail address: 101000, Moskva, Malyj Zlatoustinskij per. 10, kv.15, "EVROMARKPAT", Patentnomu poverennomu Veselitskoj I.A.

(71) Applicant: Ehkson Kemikehl Pejntents Ink. (US)
 (72) Inventor: Dzhon Robert Griffin (US), Mark Luis Dechellis (US)
 (73) Proprietor: Ehkson Kemikehl Pejntents Ink. (US)

(54) **METHOD OF POLYMERIZATION OF MONOMERS IN FLUIDIZED BED**

(57) Abstract:

FIELD: chemistry of polymers. SUBSTANCE: described is method of polymerization of alpha-olefin(s) in gas phase reactor with fluidized bed and fluidizing medium containing gas phase and liquid phase. Said method comprises regulating cooling power of fluidizing medium by regulating ratio between gas phase and liquid phase and maintaining value of function Z of volume weight which represents

$$z = \frac{(\rho_{bf} - \rho_g) / \rho_{bs}}{(\rho_s - \rho_g) / \rho_s}$$

wherein ρ_{bf} is

volume weight in fluidized state, ρ_{bs} is volume weight after settling, ρ_g is density of gas and ρ_s is actual density of resin at level which exceeds or equals to design extreme value of this function. EFFECT: simplified

and safer process and high reactor efficiency. 22 cl, 3 ex, 3 dwg, 6 tbl

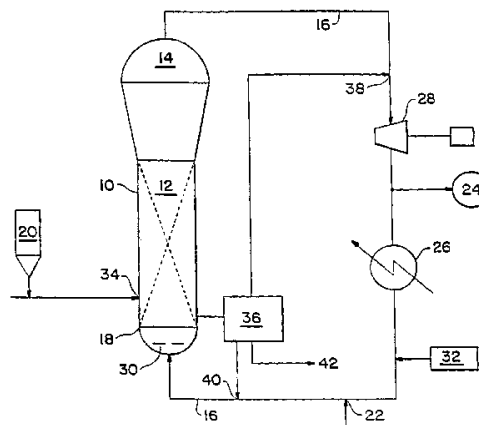


FIG. 1

RU 2 139 888 C1

RU 2 139 888 C1

Настоящее изобретение относится к способу газофазной полимеризации олефинов в реакторах с псевдооживленным слоем. Практическая реализация настоящего изобретения позволяет обеспечить существенную экономию энергии и капитальных затрат за счет значительного увеличения производительности по полимеру при заданных размерах реактора.

ПРЕДПОСЫЛКИ СОЗДАНИЯ ИЗОБРЕТЕНИЯ

Разработка способа получения полимеров в псевдооживленных слоях позволила получить множество разнообразных полимеров. Использование метода газофазной полимеризации в псевдооживленном слое существенно снижает энергетические затраты в сравнении с затратами при осуществлении других методов и, что важнее всего, снижает капитальные затраты, необходимые для проведения такого процесса получения полимеров.

В установках для газофазной полимеризации с псевдооживленным слоем обычно используют непрерывный цикл. В одной части такого цикла циркулирующий через реактор газовый поток нагревается теплотой полимеризации. В другой части цикла тепло отводят посредством охлаждающей системы, находящейся вне реактора.

Обычно при газофазном процессе получения полимеров из альфа-олефиновых мономеров в псевдооживленном слое газообразный поток, содержащий один или несколько мономеров, в реакционных условиях непрерывно пропускают через псевдооживленный слой в присутствии катализатора. Этот газообразный поток удаляют из псевдооживленного слоя и возвращают в реактор. Одновременно из реактора отводят полимерный продукт и взамен прореагировавшего мономера добавляют новый мономер.

Для поддержания внутри реактора такой температуры газообразного потока, которая ниже температур разложения полимера и катализатора, большое значение имеет отвод тепла, выделяющегося во время реакции. Более того, важно предотвратить агломерацию или образование комков полимера, которые невозможно удалить в качестве продукта. Это достигается путем поддержания температуры газообразного потока в реакционном слое на уровне, который ниже температуры плавления или температуры слипания полимерных частиц, образующихся во время реакции полимеризации. Таким образом, очевидно, что количество полимера, получаемого в процессе полимеризации в псевдооживленном слое, связано с количеством тепла, которое можно отвести из реакционной зоны внутри реактора с псевдооживленным слоем.

Обычно тепло из газообразного рециркуляционного потока отводят охлаждением этого потока вне реактора. Требование, предъявляемое к процессу в псевдооживленном слое, состоит в том, чтобы скорость движения рециркуляционного потока была достаточной для поддержания псевдооживленного слоя в псевдооживленном состоянии. В обычном реакторе с псевдооживленным слоем количество текучей среды, циркулирующей для отвода

полимеризационного тепла, превышает то количество текучей среды, которое требуется для поддержания псевдооживленного слоя и для адекватного перемешивания твердых частиц в этом псевдооживленном слое. Однако для предотвращения чрезмерного уноса твердых частиц с газообразным потоком, удаляемым из псевдооживленного слоя, необходимо регулировать скорость этого газообразного потока. Кроме того, в процессе полимеризации в псевдооживленном слое в стационарном режиме, где тепло, выделяющееся при реакции полимеризации, по существу пропорционально скорости получения полимера, выделяющееся тепло равно количеству тепла, которое поглощается газообразным потоком и теряется благодаря другим средствам, в результате чего температура слоя остается постоянной.

В течение некоторого времени существовало предположение, что вне реактора температуру газообразного потока, которая также известна как температура рециркуляционного потока, невозможно понизить ниже точки росы этого рециркуляционного потока. Точкой росы рециркуляционного потока является температура, при которой в этом газообразном рециркуляционном потоке начинает образовываться жидкий конденсат. Существовало также предположение, что ввод жидкости в газофазный рециркуляционный поток в процессе полимеризации в псевдооживленном слое неизбежно приводил бы к засорению линий рециркуляционного потока, теплообменника, зоны ниже псевдооживленного слоя или газораспределительной тарелки. Вследствие проведения процесса при температуре выше точки росы рециркуляционного потока с целью избежать проблем, связанных с наличием жидкости в газообразном рециркуляционном потоке, производительность промышленных реакторов невозможно заметно повысить без увеличения диаметра этих реакторов.

В прошлом вызывало озабоченность то, что избыточные количества жидкости в рециркуляционном потоке могут вызвать нарушение процесса псевдооживления в такой степени, которая приводит к разрушению псевдооживленного слоя и, следовательно, к спеканию твердых полимерных частиц в сплошную массу, что обуславливает остановку реактора. Подтверждение обоснованности этого широко распространенного мнения о необходимости избегать наличия жидкости в рециркуляционном потоке можно найти в нижеследующей литературе: патенты США 3922322, 4035560, 4359561 и 5028670 и в европейских заявках 0050477 и 0100879.

В противоположность этому убеждению, как пишут Jenkins III и др. в патенте США 4543399 и связанном с ним патенте США 4588790, было продемонстрировано, что в процессе полимеризации в псевдооживленном слое рециркуляционный поток можно охлаждать до температуры ниже точки росы с конденсацией в результате этого части рециркуляционного потока (описания к этим двум патентам, выданным на имя Jenkins III, включены в настоящее описание в качестве ссылок). Конечный поток, содержащий захватываемую жидкость, далее возвращают

в реактор, при этом вышеупомянутое явление агломерации и/или засорения, которое, как полагают, возникает при введении жидкости в процесс полимеризации в псевдооживленном слое, не происходит. Такой метод целенаправленного ввода жидкости в рециркуляционный поток или реактор известен в промышленности как метод проведения процесса газозидкой полимеризации в "конденсированном варианте".

В вышеупомянутых патентах США, выданных на имя Jenkins III и др., говорится, что при понижении температуры рециркуляционного потока в "конденсированном варианте" процесса до уровня ниже точки росы благодаря повышению охлаждающей способности возможно увеличение производительности по полимеру в сравнении с производительностью, достигаемой в неконденсированном варианте. Кроме того, Jenkins III и др. установили, что проведение процесса в "конденсированном варианте" позволяет существенно увеличить объемную производительность, т.е. количество полимера, получаемого в данном объеме реактора, с небольшими изменениями или без изменений свойств продукта.

Жидкая фаза двухфазного, газозидкого, смешанного рециркуляционного потока в "конденсированном варианте" остается захваченной газовой фазой этой смеси или суспензированной в ней. Охлаждение рециркуляционного потока с получением этой двухфазной смеси приводит к равновесию между жидкостью и паром. Испарение этой жидкости происходит только при поступлении тепла или снижении давления. Увеличение объемной производительности, которого достигли Jenkins III и др., является результатом такой возросшей охлаждающей способности рециркуляционного потока, которая, в свою очередь, обусловлена как увеличенным перепадом между температурой входящего рециркуляционного потока и температурой псевдооживленного слоя, так и испарением конденсированной жидкости, увлекаемой рециркуляционным потоком.

Jenkins и др. описывают проблемы и возникающие сложности при регулировании в целом и при попытке расширить стабильный рабочий диапазон для оптимизации объемной производительности в газозидком реакторе.

Согласно Jenkins и др. рециркуляционный газ охлаждают и вводят в реактор при температуре ниже точки росы таким образом, что конденсированные текучие среды испаряются внутри реактора. Охлаждающую способность рециркуляционного газа можно дополнительно увеличить при данной температуре посредством охлаждающего теплоносителя. Согласно одному из описанных методов для повышения точки росы добавляют неполимеризуемые материалы (изопентан). Благодаря повышенной охлаждающей способности можно отводить больше тепла и, следовательно, обеспечить возможность увеличить объемную производительность. Jenkins и др. рекомендуют, чтобы содержание конденсированной жидкости в рециркуляционном газе не превышало 20

весовых процентов. К некоторым описанным потенциально опасным явлениям при этом относят образование "шлама"; рекомендуется поддерживать достаточно высокую скорость движения рециркуляционного газа и избегать скопления жидкости на распределительной тарелке. У Jenkins и др. ничего не говорится о том, каковы верхние предельные количества неполимеризуемых или полимеризуемых конденсируемых материалов, и о том, как оптимизировать объемную производительность при использовании конденсированного варианта.

Режим работы газозидкого реактора с псевдооживленным слоем можно регулировать для достижения требуемых индекса расплава и плотности полимера при оптимальной производительности. Обычно серьезная проблема связана с тем, чтобы избежать создания условий, которые могут привести к образованию комков или отложений или в худшем случае к неустойчивости псевдооживленного слоя, который разрушается или вызывает сплавление полимерных частиц между собой. По этой причине для сведения к минимуму процесса образования комков и отложений и с целью избежать разрушения слоя или при необходимости завершить реакцию и остановить работу реактора псевдооживленный слой следует контролировать. Именно по этой причине реакторы промышленного типа конструируют для эффективной работы в пределах диапазона испытанной стабильности и используют в четко ограниченном режиме.

Даже в границах обычных надежных рабочих параметров контроль оказывается сложным, дополнительно усугубляя затруднения и неопределенности в проведении экспериментов, когда возникает необходимость в поиске новых и улучшенных рабочих условиях.

Существуют целевые параметры, определяемые полимером и катализатором, для рабочей температуры, для соотношения между сомономером(ами) и мономером и соотношения между водородом и мономером. В реакторе и охлаждающей системе создают повышенное давление. Состояние среды внутри реактора и охлаждающей системы контролируют, избегая нежелательного влияния на псевдооживление, путем измерения, помимо прочего, (1) давления в верхней части, (2) перепада давления на различных высотах вдоль слоя, (3) температуры перед слоем (по ходу процесса), (4) температуры в псевдооживленном слое и температуры после слоя, а также (5) состава газа и (6) расхода газового потока. Результаты этих измерений используют, в частности, для регулирования ввода катализатора, парциального давления мономера и скорости движения рециркуляционного газа. В некоторых случаях удаление полимера ограничивается объемным весом после отстаивания (не в псевдооживленном состоянии) или объемным весом в псевдооживленном состоянии и в зависимости от конструкции установки, причем эти параметры также необходимо контролировать, равно как и зольность полимера. Установка представляет собой замкнутую систему. Технологические изменения одного или нескольких

измеряемых параметров при осуществлении процесса приводят к логически вытекающим изменениям других параметров. При конструировании установки оптимизация производительности зависит от самого узкого места в конструкции в целом.

Общепризнанной точки зрения по поводу того, что является причиной образования комков и отложений, не существует. Очевидно, что к этому причастно сплавление некоторого количества полимерных частиц, вероятно, вследствие недостаточного теплоотвода, вызванного неадекватным псевдооживлением в псевдооживленном слое. Однако до сих пор не установлена какая-либо явная корреляция между заданными индивидуальными параметрами и результатами их измерений, с одной стороны, и явлением образования комков и отложений, с другой. Таким образом, измерение параметров и регулирование проводят в известных пределах надежной работы для установок данной конструкции.

Крупногабаритные газофазные установки являются дорогостоящими и высокопроизводительными. Риск, связанный с экспериментированием в таких установках, высок, так как их простой обходится дорого. Следовательно, принимая во внимание затраты и риск, экспериментальное изучение конструкционных и эксплуатационных возможностей в предельных параметрах связано с определенными затруднениями.

Таким образом, существует необходимость в разработке способа определения стабильного условия работы для газофазной полимеризации в псевдооживленном слое с целью упростить конструирование оптимальной установки и определить требуемые технологические условия для установки данной конструкции. Существует также необходимость в разработке способа газофазной полимеризации в псевдооживленном слое, обеспечивающем максимальную производительность реактора.

Следовательно, одной из целей настоящего изобретения является упрощение способа определения стабильных рабочих диапазонов для газофазного процесса в псевдооживленном слое и конструкции установки, в нахождении критериев для безопасного проведения процесса с низким риском нарушения нормальной работы и одновременно высокой реакторной производительностью и/или в устранении любого ограничения производительности установки в целом из-за реакторной производительности.

КРАТКОЕ ИЗЛОЖЕНИЕ СУЩНОСТИ ИЗОБРЕТЕНИЯ

Настоящее изобретение относится к способу полимеризации альфа-олефинов в газофазном реакторе, который характеризуется значительно более высокой производительностью, чем предусматривалось до сих пор. Целью изобретения является разработка способа полимеризации альфа-олефинов в газофазном реакторе с псевдооживленным слоем и псевдооживляющей средой, где содержание жидкости в этой псевдооживляющей среде составляет более 15, предпочтительно более 20 весовых процентов от общего веса псевдооживляющей

среды.

Целью изобретения является также разработка такого способа полимеризации альфа-олефинов в газофазном реакторе с псевдооживленным слоем и псевдооживляющей средой, при осуществлении которого изменение энтальпии псевдооживляющей среды на выходе и на входе в реактор составляет более 40 британских тепловых единиц (б.т.е.) на фунт (22 кал/г), предпочтительно более 50 б.т.е./фунт (27 кал/г).

Согласно изобретению предлагается также способ полимеризации альфа-олефинов в газофазном реакторе с производительностью более приблизительно 500 фунтов/час-фут² (2441 кг/ч-м²).

В другом варианте настоящее изобретение относится к способу определения стабильных рабочих условий реактора с псевдооживленным слоем для газофазной полимеризации путем выявления такого свойства, которое может быть использовано для определения стабильности псевдооживленного слоя, и путем регулирования состава псевдооживляющей среды или рециркуляционного потока для установления интервала величин для этого свойства, обеспечивающих стабильное рабочее состояние.

В другом варианте целью изобретения является также разработка способа регулирования работы газофазного полимеризационного реактора с псевдооживленным слоем путем выявления состояния реактора, указывающего на начало сбоя в работе, и путем регулирования состава псевдооживляющей среды или рециркуляционного потока при возникновении такого состояния, что позволяет избежать нарушения нормальной работы. В предпочтительном варианте контролируют объемный вес как функцию. Значение этой функции поддерживают на уровне или предпочтительно выше уровня, который зависит от температуры, давления, переменных параметров частиц, таких как размер, фактическая плотность и объемный вес после отстаивания, и переменных параметров газообразного потока, таких как состав и скорость, как это более подробно описано ниже.

Согласно еще одному варианту предлагается способ определения стабильных рабочих условий газофазного полимеризационного реактора с псевдооживленным слоем в конденсированном варианте, который включает контролирование изменений объемного веса в псевдооживленном состоянии в реакторе, связанных с изменениями состава псевдооживляющей среды, и повышение охлаждающей способности рециркуляционного потока без превышения уровня, при котором снижение объемного веса в псевдооживленном состоянии становится необратимым. Как правило, уменьшение функции объемного веса до уровня ниже минимального или предельного уровня, как это указано ниже, может быть сопряжено с риском разрушения псевдооживленного слоя, поэтому его следует избегать.

Согласно еще одному варианту выполнения изобретения в способе

газофазной полимеризации в псевдооживленном слое, предусматривающем получение полимера пропусканием газообразного потока, содержащего мономер, через реактор с псевдооживленным слоем в присутствии катализатора в реакционных условиях с получением полимерного продукта и потока, включающего непрореагировавшие газообразные мономеры, сжатием и охлаждением этого потока, смешением потока с исходными компонентами и возвратом газовой фазы и жидкой фазы в реактор, предлагается усовершенствование, которое включает охлаждение потока таким образом, чтобы жидкая фаза составляла более 15 весовых процентов, предпочтительно более 20 весовых процентов от общего веса возвращаемого потока, а состав этого потока был таким, чтобы функция объемного веса поддерживалась на уровне, превышающем приблизительно предельное значение, как это указано ниже.

В одном из вариантов предлагается способ полимеризации альфа-олефина(ов) в присутствии металлоценового катализатора в газофазном реакторе с псевдооживленным слоем и псевдооживляющей средой, содержащей поступающие в реактор газовую фазу и жидкую фазу, причем этот способ включает а) регулирование охлаждающей способности псевдооживляющей среды регулированием соотношения между газовой фазой и жидкой фазой; б) расчет предельного значения функции объемного веса; в) поддержание значения или контроль функции (Z) объемного веса и г) регулирование значения функции (Z) объемного веса с целью поддержания этого значения на уровне, который превышает или равен расчетному предельному значению функции объемного веса.

В еще одном варианте выполнения изобретения предлагается способ непрерывной полимеризации альфа-олефина(ов) в присутствии металлоценового катализатора в газофазном реакторе с псевдооживленным слоем и псевдооживляющей средой, содержащей поступающие в реактор газовую фазу и жидкую фазу, причем этот способ включает а) регулирование охлаждающей способности псевдооживляющей среды регулированием соотношения между газовой фазой и жидкой фазой и б) поддержание значения функции (Z) объемного веса на уровне, превышающем или равном расчетному предельному значению функции объемного веса.

Согласно еще одному варианту выполнения изобретения предлагается способ повышения производительности газофазного полимеризационного реактора с псевдооживляющей средой и псевдооживленным слоем в непрерывном процессе, включающий пропускание газообразного потока, содержащего мономер, через реакционную зону в присутствии металлоценового катализатора с получением полимерного продукта, удаление этого полимерного продукта, отвод из реакционной зоны псевдооживляющей среды, содержащей непрореагировавший мономер, смешение этой псевдооживляющей среды с углеводородом и полимеризуемым мономером(ами) с получением жидкой фазы и газообразной фазы и возврат

псевдооживляющей среды в реактор, причем этот способ включает а) ввод углеводорода в псевдооживляющую среду, что позволяет увеличить охлаждающую способность этой псевдооживляющей среды до уровня, превышающего по меньшей мере 40 б.т.е./фунт; б) повышение расхода потока удаляемого полимерного продукта до уровня, превышающего по меньшей мере 500 фунтов/ч-фут²; в) расчет предельного значения функции объемного веса и г) поддержание значения функции (Z) объемного веса на уровне, превышающем или равном расчетному предельному значению функции объемного веса.

КРАТКОЕ ОПИСАНИЕ ЧЕРТЕЖЕЙ

Вышеуказанные цели, отличительные особенности и преимущества настоящего изобретения более подробно описаны ниже в сочетании с прилагаемыми чертежами, на которых изображено:

на фиг. 1 схематически представлен предпочтительный вариант выполнения реактора, используемого для практического осуществления усовершенствованного способа газофазной полимеризации в псевдооживленном слое с получением полимеров по настоящему изобретению;

на фиг. 2 представлен график молярного процентного содержания изопентана и объемного веса в псевдооживленном состоянии по данным таблицы 1;

на фиг. 3 представлен график молярного процентного содержания изопентана и объемного веса в псевдооживленном состоянии по данным таблицы 2.

ПОДРОБНОЕ ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ

В нижеприведенном описании одинаковые узлы и детали обозначены соответственно одинаковыми позициями. Эти чертежи выполнены без соблюдения масштаба, а некоторые детали для более наглядной иллюстрации усовершенствованного способа по настоящему изобретению представлены в увеличенном масштабе.

Настоящее изобретение не ограничено каким-либо конкретным типом или видом реакции полимеризации или сополимеризации, но оно наиболее приемлемо для осуществления реакций полимеризации, включая полимеризацию одного или более мономеров, например таких олефиновых мономеров, как этилен, пропилен, бутен-1, пентен-1, 4-метилпентен-1, гексен-1, октен-1 и стирол. Другие мономеры могут включать полярные виниловые сопряженные и несопряженные диены, ацетилен и альдегидные мономеры.

Катализаторы, используемые в таком усовершенствованном способе, могут включать координированные анионные катализаторы, катионные катализаторы, катализаторы свободнорадикальной полимеризации, анионные катализаторы и включают содержащий переходный металл компонент или металлоценовый компонент, к которому относятся продукты взаимодействия моно- и полициклопентадиенильных компонентов либо с алкилом металла, либо с алкоксисодержащим компонентом, или ионогенное соединение как компонент. Такие катализаторы могут включать частично и полностью активированные композиции предшественников, т. е. те катализаторы, которые модифицированы

форполимеризацией или инкапсулированием, и катализаторы, которые нанесены на носитель.

Хотя, как указано выше, настоящее изобретение не ограничено каким-либо конкретным типом реакции полимеризации, однако приведенное описание усовершенствованного способа относится к газофазной полимеризации мономеров олефинового типа, например этилена, применительно к которой, как было установлено, настоящее изобретение особенно предпочтительно. Заметное повышение реакторной производительности возможно без нежелательного влияния на качество или свойства продукта.

Для достижения более высокой охлаждающей способности и, следовательно, более высокой реакторной производительности может оказаться целесообразным повышение точки росы рециркуляционного потока, позволяющее отводить из псевдооживленного слоя еще большее количество тепла. В контексте данного описания термины "рециркуляционный поток" и "псевдооживляющая среда" рассматриваются как взаимозаменяемые. Точку росы рециркуляционного потока можно повысить увеличением рабочего давления в реакционно/рециркуляционной системе и/или повышением содержания конденсируемых текучих сред и снижением содержания неконденсируемых газов в рециркуляционном потоке таким образом, как описано у Jenkins и др. в патентах США 4588790 и 4543399. Конденсируемая текучая среда может быть инертной в отношении катализатора, реагентов и получаемого полимерного продукта; она может также включать сомомеры. Конденсируемую текучую среду можно вводить в реакционно/рециркуляционную систему в любой точке этой системы, как это очевидно из фиг. 1. В контексте данного описания термин "конденсируемые текучие среды" обозначает насыщенные и ненасыщенные углеводороды. Примерами приемлемых инертных конденсируемых текучих сред являются легко летучие жидкие углеводороды, которые могут быть выбраны из насыщенных углеводородов, содержащих по 2-8 углеродных атомов.

Некоторыми приемлемыми насыщенными углеводородами являются пропан, н-бутан, изобутан, н-пентан, изопентан, неопентан, н-гексан, изогексан и другие насыщенные C₆ углеводороды, н-гептан, н-октан и другие насыщенные C₇- и C₈ углеводороды и их смеси. Предпочтительными инертными конденсируемыми углеводородами являются насыщенные C₅- и C₆ углеводороды. Конденсируемые текучие среды могут также включать полимеризуемые конденсируемые сомомеры, такие как олефины, альфа-олефины, диолефины, диолефины, содержащие по меньшей мере один альфа-олефин, и их смеси, включая некоторые вышеупомянутые момеры, которые могут частично или целиком в виде звеньев входить в полимерный продукт.

При практическом выполнении изобретения количество газа в рециркуляционном потоке и скорость рециркуляционного потока следует

поддерживать на уровнях, достаточных для сохранения жидкой фазы смеси в суспендированном состоянии в газовой фазе до вхождения рециркуляционного потока в псевдооживленный слой, благодаря чему жидкость не скапливается в нижней части реактора под распределительной тарелкой. Скорость рециркуляционного потока также должна быть достаточно высокой для поддержания и перемешивания псевдооживленного слоя внутри реактора. Кроме того, целесообразно, чтобы жидкость, поступающая в псевдооживленный слой, быстро диспергировалась и испарялась.

Для поддержания оптимального режима псевдооживления слоя важное значение имеет регулирование состава, температуры, давления и расхода потока газа относительно состава и физических свойств полимера. Понятие оптимального псевдооживления слоя или стабильного рабочего состояния применимо к псевдооживленному слою частиц, которые суспендированы и хорошо перемешиваются в стабильном состоянии в реакционных условиях без образования заметных количеств агломератов (комков и отложений), способных нарушить работу реактора или проведение последующих стадий процесса.

В одном из предпочтительных вариантов может быть конденсировано или находиться в жидкой фазе свыше 15 весовых процентов, предпочтительно более 20 весовых процентов рециркуляционного потока без возникновения нарушений в процессе псевдооживления при условии, что не превышены предельно допустимые, безопасные параметры стабильности рабочих диапазонов, определенные измерением объемного веса псевдооживленного слоя.

Во время полимеризационного процесса в реакцию вступает небольшая (как правило, менее приблизительно 10 процентов) часть газообразного потока, проходящего снизу вверх через псевдооживленный слой. Часть потока, которая в реакцию не вступает, т.е. большая часть, проходит в зону над псевдооживленным слоем, называемую свободной верхней зоной, которая может представлять собой зону снижения скорости. В свободной верхней зоне более крупные твердые полимерные частицы, которые сверху выступают над слоем за счет выхода на поверхность газовых пузырьков или вследствие уноса газовым потоком, могут падать назад с возвратом в псевдооживленный слой. Более мелкие твердые полимерные частицы, известные в промышленности под названием "мелочь", удаляются вместе с рециркуляционным потоком, поскольку в свободной верхней зоне их конечная скорость оседания ниже скорости рециркуляционного потока.

Рабочую температуру процесса задают или регулируют доведением до уровня, который ниже температуры плавления или слипания получаемых полимерных частиц. Поддержание такой температуры имеет большое значение для предотвращения засорения реактора полимерными комками, размеры которых, если температура достигает высоких уровней, быстро увеличиваются. Эти полимерные комки могут стать слишком крупными, чтобы их можно было удалить из реактора в виде

полимерного продукта, и вызвать сбой в процессе и повреждение реактора. Кроме того, комки в процессе дальнейшей обработки полимерного продукта способны вызвать поломку оборудования, например, транспортировочных систем, сушильных установок или экструдеров. Стенки реактора можно обрабатывать в соответствии с патентом США 4876320, включенным в настоящее описание в качестве ссылки.

В предпочтительном варианте выполнения настоящего изобретения точка ввода рециркуляционного потока предпочтительно находится ниже самой нижней границы псевдооживленного слоя, благодаря чему обеспечиваются равномерное протекание рециркуляционного потока по всему сечению реактора и, следовательно, поддержание псевдооживленного слоя в суспендированном состоянии, а также обеспечивается однородность проходящего снизу вверх рециркуляционного потока по всему псевдооживленному слою. В другом варианте выполнения настоящего изобретения рециркуляционный поток может быть разделен на два или большее число самостоятельных потоков, один или несколько из которых можно вводить непосредственно в псевдооживленный слой, при условии, что скорость движения газа ниже и по всему псевдооживленному слою оказывается достаточной для поддержания слоя в суспендированном состоянии. Так, рециркуляционный поток можно разделить на потоки жидкости и газа, которые затем можно вводить в реактор раздельно.

При практическом осуществлении усовершенствованного способа по настоящему изобретению рециркуляционный поток, включающий смесь газовой фазы с жидкой фазой внутри реактора ниже уровня распределительной тарелки, можно формировать раздельным вводом жидкости и рециркуляционного газа в условиях, в которых обычно образуется поток, включающий обе фазы.

Преимущества настоящего изобретения не ограничены получением полиолефинов. Так, например, настоящее изобретение можно практически осуществлять в случае любой экзотермической реакции, которую проводят в газофазном псевдооживленном слое. Преимущества процесса, проводимого в конденсированном варианте, перед другими процессами обычно возрастает в прямой зависимости от близости точки росы рециркуляционного потока к реакционной температуре внутри псевдооживленного слоя. При данной точке росы преимущества такого процесса могут расти в прямой зависимости от содержания жидкости в рециркуляционном потоке, возвращаемом в реактор. Настоящее изобретение позволяет проводить процесс при высоком содержании жидкости.

Газофазный реактор с псевдооживленным слоем, который наиболее пригоден для получения полимеров способом по настоящему изобретению, наглядно проиллюстрирован на прилагаемом чертеже, на котором он обозначен общей позицией 10. Необходимо отметить, что реакционная система, представленная на фиг. 1, служит просто пояснительным примером. Настоящее изобретения с тем же успехом приемлемо для

любых обычных реакционных систем с псевдооживленными слоями.

Как показано на фиг. 1, реактор 10 включает реакционную зону 12 и верхнюю свободную зону, которая в данном случае представляет собой также зону 14 снижения скорости. Соотношение между высотой и диаметром реакционной зоны 12 можно варьировать в зависимости от требуемых производительности и продолжительности пребывания. Реакционная зона 12 содержит псевдооживленный слой, включающий растущие полимерные частицы, существующие и уже образовавшиеся полимерные частицы и небольшие количества катализатора. Псевдооживленный слой в реакционной зоне 12 поддерживается рециркуляционным потоком или псевдооживляющей средой 16, которую обычно готовят из исходных и рециркуляционных текучих сред. Рециркуляционный поток поступает в реактор через распределительную тарелку 18 в нижней секции реактора, которая способствует равномерному псевдооживлению и поддержанию псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12. Для поддержания псевдооживленного слоя реакционной зоны 12 в суспендированном и оптимальном состоянии приведенная скорость потока газа, протекающего по реактору, обычно превышает минимально необходимую для псевдооживления.

Полимерные частицы в реакционной зоне 12 содействуют предотвращению образования локализованных "горячих точек", а также улавливают и распределяют каталитические частицы по всему псевдооживленному слою. На начальном этапе до ввода рециркуляционного потока 16 в реактор 10 загружают базовые полимерные частицы. В предпочтительном варианте эти полимерные частицы являются теми же, что и новые частицы получаемого полимера, но в случае, если они различны, их удаляют совместно с первой порцией вновь полученного продукта после инициирования рециркуляции, подачи катализатора и возникновения реакции. Эту смесь обычно отделяют от более позднего, по существу вновь полученного продукта для последующего повторного использования. Катализаторы, которые используют в усовершенствованном способе по настоящему изобретению, обычно чувствительны к кислороду, поэтому катализатор предпочтительно хранят в каталитическом резервуаре 20 в защитной атмосфере газа, например, но не ограничиваясь ими, такого как азот и аргон, инертного в отношении хранящегося катализатора.

Псевдооживление псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12 достигается благодаря высокой скорости рециркуляционного потока 16, с которой этот поток движется внутрь и проходит по реактору 10. В ходе процесса скорость рециркуляционного потока 16, как правило, приблизительно в десять-пятнадцать раз превышает скорость потока, с которой сырье вводят в рециркуляционный поток 16. Эта высокая скорость рециркуляционного потока 16 обеспечивает достижение приведенной скорости потока газа, необходимой для суспендирования и

перемешивания псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12 в псевдооживленном состоянии.

По внешнему виду псевдооживленный слой обычно напоминает слой интенсивно кипящей жидкости, состоящий из плотной массы частиц, находящихся в индивидуальном движении, вызванном перколяцией и барботированием газа через псевдооживленный слой. При прохождении рециркуляционного потока 16 через псевдооживленный слой в реакционной зоне 12 создается перепад давлений. Этот перепад давлений равен или слегка превышает вес псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12, деленный на площадь поперечного сечения реакционной зоны 12, вследствие чего перепад давлений зависит от геометрии реактора.

Как показано на фиг. 1, исходные материалы поступают в рециркуляционный поток 16 в точке 22, хотя возможны и другие точки ввода. Из линии для рециркуляционного потока 16 пробы газа поступают в газоанализатор 24, который контролирует состав проходящего по ней рециркуляционного потока. Этот газоанализатор 24 служит также для регулирования состава в линии рециркуляционного потока 16 и состава сырья с поддержанием стабильного состава рециркуляционного потока 16 в реакционной зоне 12. Газоанализатор 24 обычно анализирует пробы, отобранные из линии рециркуляционного потока 16 в точке между верхней свободной зоной 14 и теплообменником 26, предпочтительно между компрессором 28 и теплообменником 26.

Рециркуляционный поток 16 проходит вверх через реакционную зону 12, поглощая тепло, выделяющееся в полимеризационном процессе. Часть рециркуляционного потока 16, которая не вступает в реакцию в реакционной зоне 12, выходит из реакционной зоны 12 и проходит через зону снижения скорости или верхнюю свободную зону 14. Как отмечалось выше, в этой зоне 14 снижения скорости основная часть захватываемого полимера падает обратно в псевдооживленный слой в реакционной зоне 12, уменьшая тем самым унос твердых полимерных частиц в линию рециркуляционного потока 16. После удаления из реактора над верхней свободной зоной 14 рециркуляционный поток 16 сжимают в компрессоре 28 и направляют через теплообменник 26, где от рециркуляционного потока 16 перед возвратом этого рециркуляционного потока 16 в реакционную зону 12 в реакторе 10 отводят тепло, выделяющееся в результате реакции полимеризации и сжатия газа. Теплообменник 26 представляет собой установку обычного типа, которую можно поместить внутрь рециркуляционного потока 16 либо в вертикальном, либо в горизонтальном положении. В еще одном варианте выполнения настоящего изобретения внутри линии рециркуляционного потока 16 может быть предусмотрено более одной зоны теплообмена или зоны сжатия.

Как показано на фиг. 1, рециркуляционный поток 16 после выхода из теплообменника 26 возвращается в нижнюю часть реактора 10. В предпочтительном варианте предусмотрен

отражатель 30, расположенный ниже газораспределительной тарелки 18. Этот отражатель 30 для потока текучей среды предотвращает оседание полимера в виде сплошной массы и поддерживает вовлечение частиц жидкости и полимера внутрь рециркуляционного потока 16 ниже распределительной тарелки 18. Предпочтительным по форме типом отражательной плиты для потока текучей среды является кольцевой диск, например, такой как описанный в патенте США 4933149. Применение диска кольцевого типа обеспечивает возникновение как центрального восходящего потока, так и истечения к периферии. Центральный восходящий поток способствует уносу капелек жидкости из нижней части, а истечение к периферии способствует сведению к минимуму накопления полимерных частиц в нижней части. Распределительная тарелка 18 рассеивает рециркуляционный поток 16, позволяя избежать попадания рециркуляционного потока в реакционную зону 12 в виде находящегося в центральной части восходящего потока или струи, которая могла бы нарушить псевдооживление псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12.

Температуру псевдооживленного слоя задают в зависимости от температуры слипания частиц, однако в основном она зависит от таких трех факторов, как: (1) каталитическая активность и расход потока вводимого катализатора, который регулирует скорость полимеризации и сопутствующую скорость выделения тепла, (2) температура, давление и состав рециркуляционного потока и потока исходных материалов, вводимых в реактор, и (3) объем рециркуляционного потока, проходящего через псевдооживленный слой. Количество жидкости, вводимой в слой либо совместно с рециркуляционным потоком, либо отдельным потоком, как описано выше, особенно влияет на температуру, поскольку жидкость в реакторе испаряется и обеспечивает снижение температуры псевдооживленного слоя. Обычно для регулирования скорости образования полимера используют скорость потока вводимого катализатора.

В предпочтительном варианте температура псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12 в стационарном режиме остается постоянной за счет непрерывного отвода реакционного тепла. Стационарный режим в реакционной зоне 12 устанавливается в том случае, когда количество тепла, выделяющегося в процессе, уравновешивается отводимым количеством тепла. Этот стационарный режим требует, чтобы общее количество материала, поступающего в полимеризационный процесс, уравнивалось количеством удаляемого полимера и других удаляемых материалов. Таким образом, температура, давление и состав на любом данном этапе процесса по времени остаются неизменными. В большей части псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12 сколько-нибудь заметного температурного градиента не возникает, однако температурный градиент создается в нижней части псевдооживленного слоя в реакционной

зоне 12 на участке, находящемся над газораспределительной тарелкой 18. Этот градиент обусловлен разницей между температурой рециркуляционного потока 16, поступающего через распределительную тарелку 18 возле дна реактора 10, и температурой псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12.

Для эффективной работы реактора 10 требуется хорошее распределение рециркуляционного потока 16. Если растущим или образующимся полимерным и каталитическим частицам позволить осесть из псевдооживленного слоя, то моментально может произойти расплавление полимера. В экстремальном случае это может привести к образованию сплошной массы по всему реактору. В любой данный момент времени в реакторе промышленного типа содержатся тысячи фунтов или килограммов полимерных твердых частиц. Удаление сплошной массы полимера в таком количестве было бы связано с большими затруднениями, потребовало бы значительных усилий и длительного простоя. Определение стабильных рабочих условий путем измерения объемного веса в псевдооживленном состоянии дает возможность осуществлять усовершенствованные способы полимеризации, в которых обеспечиваются псевдооживление и поддержание псевдооживленного слоя в реакционной зоне 12 внутри реактора 10.

В предпочтительном варианте для оптимизации условий проведения процесса и конструкции установки используют варьирование объемного веса в псевдооживленном состоянии для данных типа полимера и/или каталитической композиции. Объемный вес в псевдооживленном состоянии представляет собой соотношение между полученной путем измерений величиной перепада давлений снизу вверх в центральном фиксированном участке реактора и высотой этого фиксированного участка. Объемный вес в псевдооживленном состоянии представляет собой среднюю величину, которая может быть больше или меньше локализованного объемного веса в любой точке этого фиксированного участка реактора. Необходимо иметь в виду, что в определенных условиях, известных специалистам в данной области техники, полученная измерениями средняя величина может быть больше или меньше локализованного объемного веса слоя.

Было установлено, что с повышением концентрации конденсируемого компонента в газообразном потоке, проходящем через слой, может быть достигнута определяемая точка, за которой в случае продолжения роста этой концентрации возникает опасность нарушения хода процесса. Эта точка характеризуется необратимым снижением объемного веса в псевдооживленном состоянии при повышении в газе содержания конденсируемой текучей среды. Содержание жидкости в рециркуляционном потоке, входящем в реактор, может быть не связано с этим напрямую. Снижение объемного веса в псевдооживленном состоянии обычно происходит без соответствующего изменения объемного веса после отстаивания гранул конечного продукта. Таким образом,

изменение характеристик псевдооживления, которое отражается в снижении объемного веса в псевдооживленном состоянии, не влечет за собой, по-видимому, никаких стойких изменений характеристик полимерных частиц.

Концентрация в газе конденсируемой текучей среды, при которой происходит снижение объемного веса в псевдооживленном состоянии, зависит от типа получаемого полимера и других условий процесса. Их можно выявить наблюдением за объемным весом в псевдооживленном состоянии при повышении концентрации в газе конденсируемой текучей среды для данных типа полимера и других условий процесса.

Объемный вес в псевдооживленном состоянии (ОВП) помимо концентрации в газе конденсируемой текучей среды зависит и от других переменных параметров, включая, например, приведенную скорость потока газа, проходящего по реактору, и характеристики частиц, такие как размер, плотность, объемный вес после отстаивания (ОВО), а также плотность, вязкость, температуру и давление газа. Таким образом, в испытаниях по определению изменений объемного веса в псевдооживленном состоянии, характерных для изменений концентрации конденсируемой текучей среды в газе, следует избегать существенных изменений других условий. Следовательно, в объем настоящего изобретения включен текущий контроль этих других переменных, по которым можно определять объемный вес в псевдооживленном состоянии и которые влияют на нестабильность слоя. В контексте данного описания текущий контроль или поддержание объемного веса в псевдооживленном состоянии включает текущий контроль или поддержание этих других описанных выше переменных параметров, которые влияют на объемный вес в псевдооживленном состоянии или которые используют для определения объемного веса в псевдооживленном состоянии.

Хотя некоторое умеренное падение объемного веса в псевдооживленном состоянии можно и не учитывать, не теряя при этом контроль, дальнейшие изменения состава газа или других переменных, которые также повышают точку росы, могут сопровождаться необратимым снижением объемного веса в псевдооживленном состоянии, возникновением в реакторном рабочем слое "горячих точек", образованием сплавленных агломератов и возможной остановкой работы реактора.

Другие практические последствия, напрямую связанные со снижением объемного веса в псевдооживленном состоянии, включают уменьшение производительности по полимеру разгрузочной реакторной системы фиксированного объема и уменьшение продолжительности пребывания полимера/катализатора в реакторе при постоянной производительности по полимеру. Для данного катализатора это последнее последствие может снизить каталитическую производительность и повысить содержание остаточного катализатора в полимерном продукте. В предпочтительном варианте

необходимо свести к минимуму концентрацию конденсируемой текучей среды в газе для данной целевой реакторной производительности и связанной с этим потребностью в охлаждении.

Используя такие колебания объемного веса в псевдооживленном состоянии, можно определить условия стабильной работы. После определения приемлемого состава этот состав можно использовать для достижения значительно более высокой охлаждающей способности рециркуляционного потока (без возникновения нестабильности слоя) за счет более высокой степени охлаждения при таком составе. С целью достижения высокой реакторной производительности с одновременным сохранением хороших условий в псевдооживленном слое путем поддержания определенного таким образом диапазона стабильной работы можно добавлять конденсируемые неполимеризуемые материалы в соответствующих количествах для данного конкретного их типа. Высокую реакторную производительность можно обеспечить при проведении процесса либо, если речь идет о конструкции установки, установку высокой производительности можно сконструировать при относительно малом диаметре реактора или же существующие реакторы можно модифицировать с достижением повышенной производительности без изменения размеров реактора.

Было установлено, что при повышенной реакторной производительности, оставаясь в границах, определенных допустимыми изменениями объемного веса в псевдооживленном состоянии, процесс можно адаптировать к существенно более высокому содержанию конденсированной жидкости, которое, как правило, превышает приблизительно 15, 18, 20, 22, 25, 27, 30 или даже 35%, избегая вместе с тем образования заметных количеств комков и отложений вследствие разрушения псевдооживленного слоя. Содержание конденсированной жидкости, если основываться на общем весе рециркуляционного потока или псевдооживляющей среды, составляет от 15 до 50 весовых процентов, предпочтительно от более примерно 20 до 50 весовых процентов, еще более предпочтительно от 20 до примерно 40 весовых процентов и наиболее предпочтительно от примерно 25 до примерно 40 весовых процентов.

В предпочтительном варианте наблюдение или контроль за объемным весом в псевдооживленном состоянии осуществляют, используя результаты измерения разницы давлений в той части псевдооживленного слоя, которая не склонна к сбоям, над распределительной тарелкой. Рассматривая колебания объемного веса в псевдооживленном состоянии в нижней части этого слоя обычно как указание на разрушение слоя над распределительной тарелкой и используя определенный на удалении от распределительной тарелки объемный вес в псевдооживленном состоянии в более высокой части в качестве образца стабильности, неожиданно было установлено, что изменения объемного веса в псевдооживленном состоянии в этой более

высокой части связаны с изменением состава потока и могут быть использованы для обнаружения и определения диапазонов стабильной работы.

Функция (Z) объемного веса согласно данному описанию представляет собой

$$Z = \frac{(\rho_{bf} - \rho_g) / \rho_{bs}}{(\rho_s - \rho_g) / \rho_s},$$

где ρ_{bf} обозначает объемный вес в псевдооживленном состоянии; ρ_{bs} обозначает объемный вес после отстаивания; ρ_g обозначает плотность газа; ρ_s обозначает фактическую плотность (смола). Функцию (Z) объемного веса можно рассчитать с использованием данных измерений в ходе процесса и характеристик продукта.

В одном из вариантов функцию (Z) объемного веса определяют как

$$Z \leq \frac{0,59 - \rho_g / \rho_{bs}}{1 - \rho_g / \rho_s},$$

где ρ_{bs} обозначает объемный вес после отстаивания; ρ_g обозначает плотность газа; ρ_s обозначает фактическую плотность (смола).

Согласно настоящему изобретению разрушения псевдооживления удается избежать путем поддержания значения функции (Z) объемного веса на уровне, который выше приблизительных минимальных или предельных значений, представленных в нижеприведенных таблицах А и Б, полученных с использованием расчетных величин X и Y.

В данном описании и в прилагаемой формуле изобретения X и Y определяют в соответствии с нижеследующими уравнениями

$$X = \log \left[\frac{d_p \rho_g U_0}{\mu} \right];$$

$$Y = \log \left[\frac{g d_p^3 \rho_g \rho_{bs} (\rho_s - \rho_g)}{\rho_s \mu^2} \right],$$

где d_p обозначает средневесовой диаметр частиц; g обозначает ускорение свободного падения ($9,805 \text{ м/с}^2$); U_0 обозначает приведенную скорость газового потока; а μ обозначает вязкость газа.

В данном описании и в прилагаемой формуле изобретения расчетное предельное значение функции объемного веса получают с использованием величин для функций X и Y, которые рассчитывают по вышеприведенным формулам. Это расчетное предельное значение представляет собой число, определенное по данным из таблиц А и/или Б с использованием расчетных величин X и Y.

В таблице А представлены величины для расчетного предельного значения функции объемного веса для интервалов величин X и Y. В таблице Б представлены величины для расчетного предельного значения функции объемного веса для предпочтительных интервалов величин X и Y.

Хотя в таблицах А и/или Б представлены только выбранные значения точек для X и Y, специалисту в данной области техники

известно, что для получения соответствующего предельного значения Z обычно необходима интерполяция величин X и Y .

В предпочтительном варианте функцию (Z) объемного веса поддерживают на уровне, который превышает или равен, более предпочтительно превышает величину, приведенную в таблицах А и/или Б и полученную с использованием величин X и Y .

Согласно еще одному варианту функцию (Z) объемного веса поддерживают на уровне, который более чем на 1% превышает предельное значение функции объемного веса, определенное из таблиц А и Б, более предпочтительно превышает более чем на 2%, еще более предпочтительно превышает более чем на 4% и наиболее предпочтительно превышает более чем на 5%.

В другом варианте функция (Z) объемного веса находится в интервале от примерно 0,2 до примерно 0,7, предпочтительно в интервале от примерно 0,3 до примерно 0,6, более предпочтительно от более чем примерно 0,4 до примерно 0,6.

Диаметр частиц d_p может находиться в интервале от 100 до 3000 мкм, предпочтительно от примерно 500 до 2500 мкм, более предпочтительно от примерно 500 до 2000 мкм и наиболее предпочтительно от 500 до 1500 мкм.

Вязкость газа (μ) может составлять от примерно 0,01 до примерно 0,02 сантипуаз (сП), предпочтительно от 0,01 до 0,018 сП и наиболее предпочтительно от 0,011 до примерно 0,015 сП.

Объемный вес после отстаивания (ОВО) или (ρ_{bs}) может находиться в интервале от примерно 10 до 35 фунтов/фут³ (160,2-561 кг/м³), предпочтительно от примерно 12 до 35 фунтов/фут³ (193-561 кг/м³), более предпочтительно от примерно 14 до 32 фунтов/фут³ (224,3-513 кг/м³) и наиболее предпочтительно от примерно 15 до 30 фунтов/фут³ (240,3-481 кг/м³).

Плотность газа ρ_g может находиться в интервале от примерно 0,5 до примерно 4,8 фунтов/фут³ (8-77 кг/м³), предпочтительно от примерно 1 до 4 фунтов/фут³ (16-64,1 кг/м³), более предпочтительно от примерно 1,1 до примерно 4 фунтов/фут³ (17,6-64,1 кг/м³) и наиболее предпочтительно от примерно 1,2 до примерно 3,6 фунтов/фут³ (19,3-57,9 кг/м³).

Фактическая плотность смолы (ρ_s) может находиться в интервале от 0,86 до примерно 0,97 г/куб.см, предпочтительно в интервале от 0,87 до примерно 0,97 г/куб. см, более предпочтительно в интервале от 0,875 до примерно 0,970 г/куб. см и наиболее предпочтительно в интервале от 0,88 до примерно 0,97 г/куб. см. Температура в реакторе находится в пределах от 60 до 120 °С, предпочтительно от 60 до 115°С и наиболее предпочтительно в интервале от 70 до 110°С.

Избыточное давление в реакторе может составлять 100-1000 фунтов/кв.дюйм (689,5-6895 кПа), предпочтительно от примерно 150 до 600 фунтов/кв.дюйм (1034-4137 кПа), более предпочтительно от 200 до примерно 500 фунтов/кв. дюйм (1379-3448 кПа) и наиболее предпочтительно от 250 до

400 фунтов/кв.дюйм (1724-2758 кПа).

Рециркуляционный поток целесообразно охлаждать и пропускать по реактору с такой скоростью, чтобы охлаждающая способность была достаточной для реакторной производительности, выраженной в фунтах полимера в ч/фут² поперечного сечения реактора и превышающей 500 фунтов/ч-фут² (2441 кг/ч-м²), прежде всего 600 фунтов/ч-фут² (2929 кг/ч-м²), что влечет за собой изменение энтальпии рециркуляционного потока в пределах от условий на входе в реактор до условий на выходе из реактора по меньшей мере 40 б.т.е./фунт (22 кал/г), предпочтительно 50 б.т.е./фунт (27 кал/г). В предпочтительном варианте жидкий и газообразный компоненты потока вводят в смесь ниже реакторной распределительной тарелки.

Производительность реактора равна объемной производительности, умноженной на высоту псевдооживленного слоя.

В предпочтительном варианте выполнения настоящего изобретения жидкость, введенную в реактор 10, испаряют для достижения повышенной охлаждающей способности в реакторе, что является преимуществом предлагаемого способа полимеризации. Высокое содержание жидкости в слое может способствовать образованию агломератов, которые могут не разрушаться под действием механических усилий, возникающих в слое, что обуславливает, следовательно, потенциальное нарушение псевдооживления, разрушение слоя и остановку работы реактора. Кроме того, наличие жидкостей может повлиять на локальную температуру в слое и воздействовать во время процесса на способность образовывать полимер, обладающий соответствующими свойствами, поскольку это требует практически постоянной температуры во всем слое. По этим причинам количество жидкости, введенной в псевдооживленный слой при данной совокупности условий, материально не должно превышать то количество, которое обычно испаряется в самой нижней части псевдооживленного слоя, где механические усилия, возникающие при прохождении рециркуляционного потока через распределительную тарелку, являются достаточными для разрушения агломератов, образующихся при взаимодействии жидкости с частицами.

В соответствии с настоящим изобретением было установлено, что для данных состава и физических характеристик получаемых частиц в псевдооживленном слое и для по-разному заданных или связанных условий в реакторе и условий рециркуляции, оптимальное псевдооживление слоя можно поддерживать при высокой степени охлаждения путем определения граничных условий, связанных с составом газа, протекающего через слой.

Не основываясь на какой-либо теории, полагают, что наблюдаемое снижение объемного веса в псевдооживленном состоянии может отражать расширение фазы плотных частиц и изменение поведения пузырьков внутри псевдооживленного слоя.

Как показано на фиг. 1, активатор катализатора, необходимость введения которого зависит от используемого

катализатора, обычно добавляют после теплообменника 26 по ходу потока. Этот активатор катализатора можно вводить в рециркуляционный поток 16 с помощью дозатора 32. Однако усовершенствованный способ по настоящему изобретению ограничен этой точкой ввода активатора катализатора или других требуемых компонентов, таких как каталитические промоторы.

Катализатор из каталитического резервуара можно вводить в реакционную зону 12 с псевдоожженным слоем либо прерывисто, либо непрерывно с предпочтительной скоростью в точке 34, расположенной выше газораспределительной тарелки 18. В предпочтительном варианте, как это описано выше, катализатор вводят в точку, где смешение с полимерными частицами внутри псевдоожженного слоя 12 осуществляется наилучшим образом. Поскольку некоторые катализаторы оказываются очень активными, в предпочтительном варианте инжекцию в реактор 10 следует производить над газораспределительной тарелкой 18, а не ниже. Инжекция катализатора в зону под газораспределительной тарелкой 18 может вызвать полимеризацию с образованием продукта в этой зоне, что в конечном счете может привести к засорению газораспределительной тарелки 18. Кроме того, ввод катализатора над газораспределительной тарелкой 18 способствует равномерному распределению катализатора по всему псевдоожженному слою 12 и, таким образом, способствует предотвращению образования "горячих точек" вследствие высокой локальной концентрации катализатора. С целью равномерного распределения и сведения к минимуму уноса катализатора в рециркуляционную линию, полимеризация внутри которой в результате попадания катализатора может вызвать засорение рециркуляционной линии и теплообменника, инжекцию катализатора предпочтительно производят в нижнюю часть псевдоожженного слоя в реакционной зоне 12.

При осуществлении усовершенствованного способа по настоящему изобретению можно использовать различные методы инъекции катализатора, например, такой, который представлен в патенте США 3779712, описание которого включено в настоящее описание в качестве ссылки. Для переноса катализатора в реакционную зону 12 с псевдоожженным слоем предпочтительно используют инертный газ, такой как азот, или инертную жидкость, которая легко испаряется в реакторных условиях. Расход потока вводимого катализатора и концентрация мономера в рециркуляционном потоке 16 определяют производительность по полимеру реакционной зоны 12 с псевдоожженным слоем. Производительность по получаемому полимеру можно регулировать простым регулированием расхода потока вводимого катализатора.

В предпочтительном варианте работы реактора 10 в соответствии с усовершенствованным способом по настоящему изобретению высоту псевдоожженного слоя в реакционной зоне

12 поддерживают удалением части полимерного продукта со скоростью, которая соответствует скорости образования полимерного продукта. Для контроля за изменениями состояния псевдоожженного слоя в реакционной зоне 12 могут быть использованы измерительные приборы, определяющие любые изменения температуры и давления во всем реакторе 10 и рециркуляционном потоке 16. Кроме того, эти измерительные приборы позволяют также либо вручную, либо автоматически регулировать расход потока вводимого катализатора и/или температуру рециркуляционного потока.

Во время работы реактора 10 из него с помощью разгрузочной системы 36 удаляют продукт. Удаление полимерного продукта предпочтительно проводят посредством отделения текучих сред от полимерного продукта. Эти текучие среды можно возвращать в линию для рециркуляционного потока 16 в точке 38 в форме газа и/или в точке 40 в форме конденсированной жидкости. Этот полимерный продукт из точки 42 направляют на последующую переработку. Возможность удаления полимерного продукта не ограничивается методом, который представлен на фиг. 1, где проиллюстрирован только один конкретный метод удаления. Можно применять и другие разгрузочные системы, например, такие, которые описаны и заявлены в патентах США 4543399 и 4588790, выданных на имя Jenkins и др.

В соответствии с настоящим изобретением предлагается способ повышения реакторной производительности по полимеру, образующемуся в реакторе с псевдоожженным слоем в ходе экзотермической реакции полимеризации, путем охлаждения рециркуляционного потока до температуры, которая ниже точки росы, и возвращением конечного рециркуляционного потока в реактор. Для поддержания целевой температуры псевдоожженного слоя в реактор можно возвращать рециркуляционный поток, содержащий свыше 15, предпочтительно более 20 весовых процентов жидкости.

При осуществлении способа по изобретению охлаждающую способность рециркуляционного потока или псевдоожжающей среды можно существенно повысить как благодаря испарению конденсированных жидкостей, увлекаемых этим рециркуляционным потоком, так и за счет увеличения интервала между температурой входящего рециркуляционного потока и температурой псевдоожженного слоя.

В одном из вариантов плотность полимерного продукта, получаемого способом по изобретению, находится в интервале от примерно 0,90 до примерно 0,939 г/куб.см.

В предпочтительном варианте получаемые полимеры, гомополимеры или сополимеры выбирают из смол пленочного сорта, ИР которых составляет 0,01-5,0, предпочтительно 0,5-5,0, а плотность равна 0,900-0,930; смол формовочного сорта, ИР которых составляет 0,10- 150,0, предпочтительно 4,0-150,0, а плотность равна 0,920-0,939, или смол высокой плотности, ИР которых составляет 0,01-70,0, предпочтительно 2,0-70,0, а плотность равна

0,940-0,970, причем плотность во всех случаях выражена в г/см³, а индекс расплава (ИР) в г/10 мин, как его определяют в соответствии со стандартом ASTM D-1238, условие Е.

В зависимости от назначения смолы можно выбирать различные рециркуляционные условия, обеспечивающие различные уровни реакторной производительности, если они не предусмотрены заранее.

Во-первых, можно получать, например, смолу пленочного сорта, когда в рециркуляционном потоке величина молярного соотношения между бутеном и этиленом составляет 0,001-0,60, предпочтительно 0,30-0,50, или величина молярного соотношения между 4-метилпентеном-1 и этиленом равна 0,001-0,50, предпочтительно 0,08- 0,33, или величина молярного соотношения между гексеном и этиленом составляет 0,001-0,30, предпочтительно 0,05-0,20, или величина молярного соотношения между октеном-1 и этиленом составляет 0,001- 0,10, предпочтительно 0,02-0,07, величина молярного соотношения между водородом и этиленом составляет 0,00-0,4, предпочтительно 0,1-0,3, и содержание изопентана равно 3-20 мол.%, или содержание изогексана равно 1,5-10 мол.%, а также когда охлаждающая способность этого рециркуляционного потока составляет по меньшей мере 40 б.т.е./фунт, предпочтительно по меньшей мере 50 б.т. е. /фунт, или весовая процентная доля конденсированной фракции равна по меньшей мере 15, предпочтительно превышает 20.

Во-вторых, такой способ можно применять для получения смолы формовочного сорта, когда в рециркуляционном потоке величина молярного соотношения между бутеном-1 и этиленом составляет 0,001-0,60, предпочтительно 0,10-0,50, или величина молярного соотношения между 4-метилпентеном-1 и этиленом равна 0,001-0,50, предпочтительно 0,08-0,20, или величина молярного соотношения между гексеном и этиленом составляет 0,001-0,30, предпочтительно 0,05-0,12, или величина молярного соотношения между октеном-1 и этиленом составляет 0,001-0,10, предпочтительно 0,02-0,04, величина молярного соотношения между водородом и этиленом составляет 0,00-1,6, предпочтительно 0,3-1,4, и содержание изопентана равно 3-20 мольных % или содержание изогексана равно 1,5-15 мол. %, а также когда охлаждающая способность этого рециркуляционного потока составляет по меньшей мере 40 б.т.е./фунт, предпочтительно по меньшей мере 50 б. т.е./фунт, или весовая процентная доля конденсированной фракции равна по меньшей мере 15, предпочтительно превышает 20.

Кроме того, смолы высокой плотности можно получать таким способом, когда в рециркуляционном потоке величина молярного соотношения между бутеном и этиленом составляет 0,001-0,30, предпочтительно 0,001-0,15, или величина молярного соотношения между 4-метилпентеном-1 и этиленом равна

0,001-0,25, предпочтительно 0,001-0,12, или величина молярного соотношения между гексеном и этиленом составляет 0,001-0,15, предпочтительно 0,001-0,07, или величина молярного соотношения между октеном-1 и этиленом составляет 0,001-0,05, предпочтительно 0,001-0,02, величина молярного соотношения между водородом и этиленом составляет 0,00- 1,5, предпочтительно 0,3-1,0, и содержание изопентана равно 10-40 мол.%, или содержание изогексана равно 5-20 мол.%, а также когда охлаждающая способность этого рециркуляционного потока составляет по меньшей мере 60 б.т.е./фунт, предпочтительно по меньшей мере 73 б.т.е./фунт и наиболее предпочтительно свыше по меньшей мере приблизительно 75 б.т.е. /фунт, или весовая процентная доля конденсированной фракции равна по меньшей мере 12, предпочтительно превышает 20.

ПРИМЕРЫ

Для пояснения сущности настоящего изобретения, включая его типичные преимущества и объем, ниже изобретение проиллюстрировано на примерах, которые связаны с результатами реальных испытаний, проведенных при практическом выполнении настоящего изобретения.

ПРИМЕР 1

Сополимер, содержащий звенья этилена и бутена, получали в газофазном реакторе с псевдооживленным слоем. Используемый катализатор представлял собой комплекс тетрагидрофурана, хлорида магния и хлорида титана, восстановленный диэтилалюминийхлоридом (при величине молярного соотношения между диэтилалюминийхлоридом и тетрагидрофураном 0,50) и три-н-гексилалюминием (при величине молярного соотношения между три-н-гексилалюминием и тетрагидрофураном 0,30), импрегнированный на диоксид кремния, обработанный триэтилалюминием. В качестве активатора использовали триэтилалюминий (ТЭАЛ).

Данные, приведенные в таблице 1 и представленные на фиг. 2, иллюстрируют параметры реактора при постепенном повышении содержания изопентана для достижения дополнительной охлаждающей способности, необходимой для обеспечения повышенной реакторной производительности. Этот пример показывает, что избыточные количества изопентана вызывали изменения в псевдооживленном слое и в конечном счете приводили к сбоям в его работе, состоявшим в возникновении горячих точек и агломератов, обуславливающих необходимость остановки работы реактора. С повышением концентрации изопентана объемный вес псевдооживленного слоя уменьшался, указывая тем самым на изменение состояния псевдооживленного слоя, результатом которого являлось также увеличение высоты слоя. Расход потока катализатора уменьшали с целью уменьшить высоту слоя. Кроме того, с целью вызвать обратные изменения состояния псевдооживленного слоя снижали концентрацию изопентана. Однако на этом этапе, хотя высота слоя и возвращалась к нормальной, сбой в работе слоя, которые сопровождалась возникновением горячих

точек и агломератов в слое, оказывались необратимыми, и реактор останавливали.

Более того, из данных таблицы 1 видно, что работа реактора оказывалась стабильной до тех пор, пока значение функции (Z) объемного веса оставалось на уровне, превышавшем расчетное предельное значение (основываясь на значениях для функций X и Y и данных из таблиц А и Б). После снижения значения функции (Z) объемного веса до уровня ниже расчетного предельного значения работа реактора становилась неустойчивой и его необходимо было останавливать.

Более того, результаты второго эксперимента (данные из таблицы 2 и фиг. 3) свидетельствуют о том, что с постепенным повышением концентрации изопентана объемный вес в псевдооживленном состоянии уменьшался, как и ожидалось, принимая во внимание данные из таблицы 1. Однако на этот раз при снижении концентрации изопентана объемный вес в псевдооживленном состоянии постепенно увеличивался. Таким образом, в данном примере изменение условий псевдооживления оказывалось поправимым и обратимым.

Данные из таблицы 2 свидетельствуют о том, что при поддержании значения функции (Z) объемного веса на уровне, равном или превышающем расчетное предельное значение (определенное по значениям функций X и Y и данным из таблиц А и Б), изменение состояния псевдооживленного слоя позволяло сохранить его устойчивость.

Приведенные в таблицах 1 и 2 значения функции объемного веса ясно указывают на точку, в которой изменения состояния псевдооживленного слоя оказывались необратимыми из-за использования избыточного количества конденсируемой текучей среды. Эта точка, как было определено, находилась в том месте, где значение функции (Z) объемного веса становилось меньше расчетного предельного значения функции объемного веса.

ПРИМЕР 2

Следующие примеры проводили по существу аналогично примеру 1, используя катализатор и активатор таких же типов, с получением гомополимеров и этилен-бутеновых сополимеров с плотностью и индексом расплава в различных интервалах.

Эти эксперименты подтверждают преимущества достижения реакционной производительности при содержании конденсированной жидкости свыше 20 весовых процентов и при одновременном сохранении значений функции (Z) объемного веса выше расчетных предельных значений для функции объемного веса, как указано выше.

Вследствие проведения с материалом последующих операций, например, в разгрузочных системах для продукта, экструдерах и т.п., некоторые условия в реакторе необходимо было регулировать таким образом, чтобы не превысить производительность установки в целом. Таким образом, из примеров, приведенных в таблице 3, невозможно полностью охватить все преимущества настоящего изобретения.

Так, например, в эксперименте 1 в таблице 3 приведенную скорость газового

потока поддерживали ниже примерно 1,69 фута/с (0,52 м/с), поэтому указанная объемная производительность значительно ниже той, которой можно было бы ожидать в иных условиях. Если бы эту скорость поддерживали на уровне примерно 2,4 фута/с (0,74 м/с), то можно было бы достичь расчетной объемной производительности, которая бы превышала 15,3 фунта/ч-фут³ (244,8 кг/ч-м³). Эксперименты 2 и 3 из таблицы 3 иллюстрируют эффективность работы реактора при высоких скорости газового потока и весовом процентном содержании конденсированной жидкости, существенно превышавшем 20%. Достигнутая объемная производительность превышала приблизительно 14,3 и 13,0 фунта/ч-фут³ (228,8 и 208 кг/ч-м³), указывая на значительное повышение производительности. Столь высокие показатели объемной производительности или просто производительности не предусматривались и не предполагались у Jenkins и др. Как и в эксперименте 1, согласно данным эксперимента 4 в таблице 3 приведенная скорость газового потока составляла 1,74 фута/с (0,53 м/с) при содержании конденсированной жидкости 21,8 весовых процента. Когда скорость в эксперименте 4 повышали до 3,0 фута/с (0,92 м/с), достигаемая объемная производительность возрастала с 7,7 до 13,3 фунта/ч-фут³ (со 123,2 до 212,8 кг/ч-м³). Когда скорость в эксперименте 5 повышали до 3,0 фута/с (0,92 м/с), достигаемая объемная производительность возрастала с 9,8 до 17,0 фунта/ч-фут³ (со 156,8 до 272 кг/ч-м³). Во время всех экспериментов 1-5 значение функции (Z) объемного веса поддерживали выше предельного значения для функции объемного веса, которое указано выше.

ПРИМЕР 3

Данные, приведенные для случаев примера 3 в таблице 4, определяли экстраполяцией данных, полученных во время реальных процессов с использованием для намечаемых целевых условий термодинамических уравнений, хорошо известных в данной области техники. Эти данные в таблице 4 иллюстрируют преимущества настоящего изобретения, если устранить ограничения, обуславливаемые вспомогательным реакторным оборудованием.

В эксперименте 1 приведенную скорость газового потока повышали с 1,69 до 2,40 фута/с (с 0,52 до 0,74 м/с), в результате объемная производительность увеличивалась до 15,3 фунта/ч-фут³ (244,8 кг/ч-м³) по сравнению с первоначальной в 10,8 фунта/ч-фут³ (172,8 кг/ч-м³). На последующем этапе рециркуляционный поток на входе охлаждали с 46,2 до 40,6°C. В результате охлаждения содержание конденсированной фракции в рециркуляционном потоке увеличивалось до 34,4 вес. %, что позволяло дополнительно увеличить объемную производительность до 18,1 фунта/ч-фут³ (289,6 кг/ч-м³). На заключительном этапе состав газа изменяли повышением содержания конденсируемого инертного материала, а именно изопентана, повышая тем самым охлаждающую

способность. Благодаря этому содержание конденсированной фракции в рециркуляционном потоке дополнительно увеличивалось до 44,2 вес.%, а объемная производительность достигала 23,3 фунта/ч-фут³ (372,8 кг/ч-м³). В общей сложности такие стадии увеличения обеспечивали возможность прироста производительности реакторной системы на 116%.

В эксперименте 2 температуру рециркуляционного потока на входе снижали с 42,1 до 37,8°C. В результате такого охлаждения содержание конденсированной фракции в рециркуляционном потоке возрастало с 25,4 до 27,1 вес.%, а объемная производительность увеличивалась с 14,3 до 15,6 фунта/ч-фут³ (с 228,8 до 249,6 кг/ч-м³). На последующем этапе концентрацию C₆углеводородов увеличивали с 7 до 10 мол.%. Такое повышение охлаждающей способности позволяло увеличить объемную производительность до 17,8 фунта/ч-фут³ (284,8 кг/ч-м³). На заключительном этапе с целью подтверждения значения такого увеличения температуру рециркуляционного потока на входе вновь снижали (до 29,4°C). Это дополнительное охлаждение по мере того, как содержание конденсированной фракции в рециркуляционном потоке приближалось к 38,6 вес.%, позволяло увеличивать объемную производительность до 19,8 фунта/ч-фут³ (316,8 кг/ч-м³). В общей сложности такие стадии увеличения обеспечивали увеличение производительности реакторной системы на 39%.

Хотя настоящее изобретение описано и проиллюстрировано со ссылками на конкретные варианты его выполнения, для любого специалиста в данной области техники очевидно, что существуют и другие варианты его осуществления, которые не обязательно проиллюстрированы в данном описании. Так, например, для повышения производительности или снижения температуры рециркуляционного потока с применением холодильных установок согласно настоящему изобретению предусмотрена возможность использования катализатора повышенной активности. По этой причине фактический объем настоящего изобретения определяется прилагаемой формулой изобретения.

Формула изобретения:

1. Способ полимеризации альфа-олефина(ов) в газофазном реакторе с псевдооживленным слоем и псевдооживжающей средой, содержащей поступающие в реактор газовую фазу и жидкую фазу, включающий а) регулирование охлаждающей способности псевдооживжающей среды регулированием соотношения между газовой фазой и жидкой фазой и б) поддержание значения функции (Z) объемного веса, представляющей собой

$$Z = \frac{(\rho_{bf} - \rho_g) / \rho_{bs}}{(\rho_s - \rho_g) / \rho_s},$$

где ρ_{bf} - объемный вес в псевдооживленном состоянии;

ρ_{bs} - объемный вес после отстаивания;

ρ_g - плотность газа;

ρ_s - фактическая плотность (смола),

на уровне, который превышает или равен расчетному предельному значению этой функции.

2. Способ по п.1, отличающийся тем, что дополнительно перед стадией (б) включает расчет предельного значения функции (Z) объемного веса, определенной в п.1, поддержание или контроль значения функции (Z) объемного веса и регулирование значения функции (Z) объемного веса для ее поддержания, как указано на стадии (б).

3. Способ по п.2, отличающийся тем, что псевдооживжающая среда служит для регулирования охлаждающей способности в реакторе, причем в составе псевдооживжающей среды используется жидкость, поступающая в реактор в количестве, превышающем 15 вес.% от общего веса псевдооживжающей среды.

4. Способ по п.3, отличающийся тем, что содержание жидкости превышает 20 вес.%, предпочтительно превышает 22 вес.%, более предпочтительно превышает 25 вес.% от общего веса псевдооживжающей среды.

5. Способ по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что получаемый полимерный продукт удаляют с расходом потока более 500 фунтов/ч-фут² (2441 кг/ч-м²), предпочтительно более 600 фунтов/ч-фут² (2929 кг/ч-м²).

6. Способ по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что расчетное предельное значение функции (Z) объемного веса составляет 0,2 - 0,7, предпочтительно 0,3 - 0,6, более предпочтительно 0,4 - 0,6.

7. Способ по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что значение функции (Z) объемного веса превышает на 1%, предпочтительно на 2% расчетное предельное значение этой функции объемного веса.

8. Способ по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что псевдооживжающая среда включает:

I) бутен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,6, или 4-метилпентен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,5, или гексен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,3, или октен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,1;

II) конденсируемую текучую среду, составляющую 1,5 - 20,0 мол.% псевдооживжающей среды, либо

I) бутен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,6, или 4-метилпентен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,5, или гексен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,3, или октен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,1;

II) конденсируемую текучую среду, составляющую 1,5 - 30,0 мол.% псевдооживжающей среды, либо

I) бутен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,3, или 4-метилпентен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,25, или гексен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,15, или октен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,05;

II) конденсируемую текучую среду, составляющую 5 - 40 мол.% псевдооживжающей среды.

9. Способ по любому из предыдущих

пунктов, отличающийся тем, что газовая фаза поступает в реактор отдельно на удалении от места ввода в реактор жидкой фазы и/или жидкая фаза поступает в реактор ниже распределительной тарелки.

10. Способ по любому из предыдущих пп.3 - 9, отличающийся тем, что величина соотношения между объемным весом в псевдооживленном состоянии и объемным весом после отстаивания составляет менее 0,59.

11. Способ по любому из предыдущих пунктов, отличающийся тем, что значение функции (Z) объемного веса превышает или равно $(0,59 - \rho_g/\rho_{bs}) / (1 - \rho_g/\rho_s)$, где ρ_{bs} - объемный вес после отстаивания, ρ_g - плотность газа, а ρ_s - фактическая плотность (смолы).

12. Способ повышения производительности газозафазного полимеризационного реактора с псевдооживжающей средой и псевдооживленным слоем при проведении непрерывного процесса, включающий пропускание газообразного потока, содержащего мономер, через реакционную зону в присутствии катализатора с получением полимерного продукта, удаление этого полимерного продукта, отвод из реакционной зоны псевдооживжающей среды, содержащей непрореагировавший мономер, смешение этой псевдооживжающей среды с углеводородом и полимеризуемым мономером(ами) с получением жидкой фазы и газовой фазы и возврат псевдооживжающей среды в реактор, причем этот способ включает:

а) ввод углеводорода в псевдооживжающую среду, что позволяет увеличить охлаждающую способность этой псевдооживжающей среды до уровня, превышающего по меньшей мере 40 б.т.е./фунт (22 кал/г);

б) повышение расхода удаляемого полимерного продукта до уровня, превышающего по меньшей мере 500 фунтов/ч-фут² (2441 кг/ч-м²);

в) расчет предельного значения функции объемного веса, представляющей собой

$$Z = \left[\frac{(\rho_{bf} - \rho_g) / \rho_{bs}}{(\rho_s - \rho_g) / \rho_s} \right],$$

где ρ_{bf} - объемный вес в псевдооживленном состоянии;

ρ_{bs} - объемный вес после отстаивания;

ρ_g - плотность газа;

ρ_s - фактическая плотность (смолы);

г) поддержание значения функции (Z) объемного веса на уровне, превышающем или равном расчетному предельному значению этой функции.

13. Способ по п.12, отличающийся тем, что содержание жидкости составляет 15 - 50 вес.%, предпочтительно 20 - 40 вес.% от общего веса псевдооживжающей среды.

14. Способ по п.13, отличающийся тем, что содержание жидкости превышает 20 вес.%, предпочтительно превышает 22 вес.%, более

предпочтительно превышает 25 вес.% от общего веса псевдооживжающей среды.

15. Способ по любому из предыдущих пп.12 - 14, отличающийся тем, что полимерный продукт удаляют с расходом потока более 500 фунтов/ч-фут² (2441 кг/ч-м²), предпочтительно более 600 фунтов/ч-фут² (2929 кг/ч-м²).

16. Способ по любому из предыдущих пп.12 - 15, отличающийся тем, что расчетное предельное значение функции (Z) объемного веса составляет 0,2 - 0,7, предпочтительно 0,3 - 0,6, более предпочтительно 0,4 - 0,6.

17. Способ по любому из предыдущих пп.12 - 16, отличающийся тем, что значение функции (Z) объемного веса превышает на 1%, предпочтительно на 2% расчетное предельное значение этой функции объемного веса.

18. Способ по любому из предыдущих пп.12 - 17, отличающийся тем, что псевдооживжающая среда включает:

I) бутен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,6, или 4-метилпентен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,5, или гексен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,3, или октен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,1;

II) конденсируемую текучую среду, составляющую 1,5 - 20,0 мол.% псевдооживжающей среды, либо

I) бутен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,6, или 4-метилпентен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,5, или гексен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,3, или октен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,1;

II) конденсируемую текучую среду, составляющую 1,5 - 3 мол.% псевдооживжающей среды, либо

I) бутен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,3, или 4-метилпентен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,25, или гексен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,15, или октен-1 и этилен в молярном соотношении 0,001 - 0,05;

II) конденсируемую текучую среду, составляющую 5 - 40 мол.% псевдооживжающей среды.

19. Способ по любому из предыдущих пп.12 - 18, отличающийся тем, что газовая фаза поступает в реактор отдельно на удалении от места ввода в реактор жидкой фазы и/или жидкая фаза поступает в реактор ниже распределительной тарелки.

20. Способ по любому из предыдущих пп.12 - 19, отличающийся тем, что величина соотношения между объемным весом в псевдооживленном состоянии и объемным весом после отстаивания составляет менее 0,59.

21. Способ по любому из предыдущих пп.12 - 20, отличающийся тем, что значение функции (Z) объемного веса превышает или равно $(0,59 - \rho_g / \rho_{bs}) / (1 - \rho_g / \rho_s)$, где ρ_{bs} обозначает объемный вес после отстаивания, ρ_g обозначает плотность газа, а ρ_s обозначает фактическую плотность (смолы).

ТАБЛИЦА 1

Время (часы)	1	7	10	13	15	17	18
Индекс расплава смолы (дг/10 мин)	1,01	1,04	1,03	1,12	1,09	1,11	1,11
Плотность смолы (г/куб.см)	0,9176	0,9183	0,9190	0,9190	0,9183	0,9193	0,9193
Состав рециркуляционного потока:							
Этилен	47,4	46,0	44,7	44,1	44,0	45,9	46,3
Бутен-1	19,0	18,1	17,3	17,0	16,9	18,5	19,5
Гексен-1							
Водород	9,5	9,4	9,3	9,3	8,9	8,7	8,9
Изопентан	8,0	10,8	13,7	15,1	15,4	14,3	13,2
Насыщенные C ₈ углеводороды							
Азот	14,3	13,9	13,3	12,8	13,2	11,2	10,7
Этан	1,8	1,8	1,7	1,7	1,6	1,4	1,4
Метан							
Насыщенные C ₈ углеводороды							
Точка росы рециркуляционного газа (°F)	142,9	153,5	163,8	168,3	170,1	168,8	165,0
Точка росы рециркуляционного газа (°C)	61,6	67,5	73,2	75,7	76,7	76,0	73,9
Температура на входе в реактор, °F	126,2	135,6	143,5	144,0	149,0	150,2	146,3

RU 2139888 C1

RU 2139888 C1

Время (часы)	1	7	10	13	15	17	18
Температура на входе в реактор, °C	52,3	57,6	61,9	62,2	65,0	65,7	63,5
Содержание жидкости в рециркуляционном газе (вес.%)	11,4	12,1	14,3	17,4	14,5	11,6	12,3
Температура в реакторе, (°F)	182,4	182,1	182,7	182,8	183,1	184,8	182,5
Температура в реакторе, (°C)	83,6	83,4	83,7	83,8	83,9	84,9	85,1
Избыточное давление в реакторе (фунты/кв.дюйм)	311,9	311,5	314,2	313,4	314,7	313,5	312,6
Избыточное давление в реакторе (кПа)	2150,5	2147,7	2166,3	2160,8	2169,8	2161,5	2155,3
Приведенная скорость газового потока в реакторе (фунты/с)	2,29	2,30	2,16	2,10	1,92	2,00	2,11
Приведенная скорость газового потока в реакторе (м/с)	0,70	0,70	0,66	0,64	0,59	0,61	0,64
Высота слоя в реакторе (фунты)	43,4	43,3	43,5	49,3	51,3	45,8	45,4
Высота слоя в реакторе (м)	13,2	13,2	13,3	15,0	15,6	14,0	13,8
Объемный вес смолы после отстаивания (фунты/фут ³)	30,1	30,2	30,2	30,2	30,0	29,9	29,9
Объемный вес смолы после отстаивания (кг/м ³)	482,2	483,8	483,8	483,8	480,6	479,0	479,0
Объемный вес псевдоожиженного реакторного слоя (фунты/фут ³)	18,9	19,6	18,1	17,8	17,2	16,4	15,8
Объемный вес псевдоожиженного реакторного слоя (кг/м ³)	302,8	314,0	290,0	285,2	275,5	262,7	253,1
Объемная производительность (фунты/ч-фут ³)	9,6	9,5	9,3	8,5	6,6	7,1	7,3
Объемная производительность (кг/ч-м ³)	153,0	151,8	149,3	136,0	106,0	113,8	117,2
Производительность (кфунты/ч)	68,5	67,8	67,0	69,2	56,1	53,8	54,9
Производительность (т/ч)	31,1	30,7	30,4	31,4	25,4	24,4	24,9
Реакторная производительность (фунты/ч-фут ²)	415	411	406	419	340	326	332
Реакторная производительность (кг/ч-м ²)	2026	2006	1982	2045	1660	1591	1621
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (бте/фунт)	42	40	40	42	37	34	33
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (кал/г)	23	22	22	23	21	19	18
Плотность газа (фунты/фут ³)	1,82	1,89	1,98	2,01	2,03	2,03	2,00
Плотность газа (кг/м ³)	29,1	30,2	31,7	32,2	32,6	32,5	32,1
Вязкость газа (сП)	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012	0,012
Размеры частиц (дюймы)	0,030	0,030	0,030	0,030	0,030	0,030	0,030
Размеры частиц (микрометры)	762	762	762	762	762	762	762
Функция X	3,11	3,13	3,12	3,12	3,09	3,10	3,12
Функция Y	5,61	5,63	5,65	5,66	5,66	5,66	5,65
Функция (Z) плотности	0,59	0,61	0,55	0,54	0,52	0,50	0,48
Предельные значения из таблиц А и Б*	0,51	0,50	0,51	0,51	0,52	0,52	0,51

* На основе значений функций X и Y; для определения этих предельных значений использовали данные из таблиц А и Б.

RU 2139888 C1

RU 2139888 C1

ТАБЛИЦА 2

Время (часы)	1	3	5	7	9	11	14	16	18
Индекс расплава смолы (дг/10 мин)	0,92	0,99	1,08	1,02	1,05	1,09	1,11	1,05	0,98
Плотность смолы (г/куб.см)	0,9187	0,9184	0,9183	0,9181	0,9178	0,9177	0,9186	0,9184	0,9193
Состав рециркуляционного потока:									
Этилен	52,6	53,2	52,6	52,0	52,1	51,6	52,9	52,8	52,8
Бутен-1	20,0	19,8	19,7	20,4	19,7	19,8	19,1	20,1	20,1
Гексен-1									
Водород	9,7	10,2	10,3	9,9	9,9	9,9	10,4	10,0	9,6
Изопентан	9,9	9,5	10,7	11,2	12,2	12,8	11,5	10,4	9,6
Насыщенные C ₆ углеводороды									
Азот	8,7	8,0	7,3	6,7	6,3	6,0	6,5	7,3	8,1
Этан	1,2	1,2	1,1	1,1	1,1	1,1	1,2	1,2	1,3
Метан									
Насыщенные C ₈ углеводороды									
Точка росы рециркуляционного газа (°F)	154,1	152,5	156,9	160,0	161,9	165,0	159,4	155,9	153,3
Точка росы рециркуляционного газа (°C)	67,8	66,9	69,4	71,1	72,2	73,9	70,8	68,8	67,4
Температура на входе в реактор, °F	124,2	118,3	119,7	125,3	127,3	133,2	128,0	126,2	123,0
Температура на входе в реактор, °C	51,2	47,9	48,7	51,8	52,9	56,2	53,3	52,3	50,6
Содержание жидкости в рециркуляционном газе (вес.%)	22,2	24,9	27,4	26,4	27,0	24,3	23,2	22,1	22,2
Температура в реакторе, (°F)	184,6	185,2	184,1	183,4	183,5	183,3	182,8	181,9	181,8
Температура в реакторе, (°C)	84,8	85,1	84,5	84,1	84,2	84,0	83,8	83,3	83,2
Избыточное давление в реакторе (фунты/кв.дюйм)	314,7	315,2	315,1	315,2	315,3	314,8	312,9	312,9	313,4
Избыточное давление в реакторе (кПа)	2170,0	2173,3	2173,3	2172,5	2174,2	2170,7	2157,6	2157,7	2160,6
Приведенная скорость газового потока в реакторе (футы/с)	1,73	1,74	1,75	1,76	1,77	1,76	1,75	1,74	1,74
Приведенная скорость газового потока в реакторе (м/с)	0,53	0,53	0,53	0,54	0,54	0,54	0,53	0,53	0,53
Высота слоя в реакторе (футы)	44,7	45,0	44,6	44,9	46,0	47,0	45,5	45,6	45,2
Высота слоя в реакторе (м)	13,6	13,7	13,6	13,7	14,0	14,3	13,9	13,9	13,8
Объемный вес смолы после отстаивания (фунты/фут ³)	29,9	29,9	29,7	28,8	29,0	29,1	29,3	29,4	29,4
Объемный вес смолы после отстаивания (кг/м ³)	479,0	479,0	475,8	461,4	464,6	465,4	468,6	471,3	471,8
Объемный вес псевдооживленного реакторного слоя (фунты/фут ³)	20,2	20,7	19,6	19,3	18,2	17,1	18,5	19,2	20,0
Объемный вес псевдооживленного реакторного слоя (кг/м ³)	323,9	330,9	314,4	309,9	291,1	274,3	296,2	308,1	321,1
Объемная производительность (фунты/ч-фут ³)	9,7	10,3	11,1	11,1	11,1	9,9	9,3	9,1	9,2

RU 2139888 C1

RU 2139888 C1

Время (часы)	1	3	5	7	9	11	14	16	18
Объемная производительность (кг/ч-м ³)	154,9	165,1	178,1	178,0	177,0	158,4	149,1	144,9	147,3
Производительность (кфунты/ч)	71,3	76,6	82,2	82,3	84,0	76,8	69,9	68,0	68,5
Производительность (т/ч)	32,3	34,7	37,3	37,3	38,1	34,8	31,7	30,8	31,1
Реакторная производительность (фунты/ч-фут ²)	432	464	498	498	509	465	423	412	415
Реакторная производительность (кг/ч-м ²)	2109	2265	2431	2431	2485	2270	2065	2011	2026
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (бте/фунт)	54	59	61	60	61	55	52	51	52
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (кал/г)	30	33	34	33	34	31	29	28	29
Плотность газа (фунты/фут ³)	1,91	1,89	1,93	1,97	1,99	2,01	1,93	1,93	1,91
Плотность газа (кг/м ³)	30,6	30,2	30,9	31,6	31,9	32,3	31,0	30,9	30,6
Вязкость газа (сП)	0,012	0,012	0,012	0,012	0,011	0,011	0,012	0,012	0,012
Размеры частиц (дюймы)	0,029	0,029	0,030	0,030	0,031	0,031	0,031	0,031	0,031
Размеры частиц (микрометры)	737	737	749	762	775	787	787	787	787
Функция X	3,00	2,99	3,01	3,03	3,08	3,10	3,03	3,03	3,03
Функция Y	5,59	5,58	5,61	5,63	5,73	5,76	5,67	5,67	5,67
Функция (Z) плотности	0,63	0,65	0,62	0,62	0,58	0,54	0,59	0,61	0,64
Предельные значения из таблиц А и Б*	0,54	0,54	0,54	0,54	0,54	0,54	0,55	0,55	0,55

* На основе значений функций X и Y; для определения этих предельных значений использовали данные из таблиц А и Б.

ТАБЛИЦА 3

Эксперимент	1	2	3	4	5
Индекс расплава смолы (дг/10 мин)	0,86	6,74	7,89	22,22	1,91
Плотность смолы (г/куб.см)	0,9177	0,9532	0,9664	0,9240	0,9186
Состав рециркуляционного потока:					
Этилен	53,1	40,5	49,7	34,1	44,0
Бутен-1	20,2			14,9	18,2
Гексен-1		0,6			

Эксперимент	1	2	3	4	5
Водород	8,9	17,7	26,5	25,0	11,9
Изопентан	9,7	3,7	0,7	14,1	9,6
Насыщенные C ₆ углеводороды		7,0	10,2		
Азот	8,7	19,2	8,8	9,4	14,9
Этан	7,2	9,4	4,0	2,5	3,3
Метан		1,1	0,3		
Насыщенные C ₈ углеводороды		0,4	0,5		
Точка росы рециркуляционного газа (°F)	154,0	172,6	181,6	162,1	148,5
Точка росы рециркуляционного газа (°C)	67,8	78,1	83,1	72,3	64,7
Температура на входе в реактор, °F	115,2	107,8	117,7	135,0	114,2
Температура на входе в реактор, °C	46,2	42,1	47,6	57,2	45,7
Содержание жидкости в рециркуляционном газе (вес.%)	28,6	25,4	27,6	21,8	24,4
Температура в реакторе, (°F)	183,3	208,4	209,3	178,0	183,7
Температура в реакторе, (°C)	84,1	98,0	98,5	81,1	84,3
Избыточное давление в реакторе (фунты/кв.дюйм)	315,7	300,2	299,8	314,7	314,3
Избыточное давление в реакторе (кПа)	2176,7	2067,7	2066,8	2169,8	2167,2
Приведенная скорость газового потока в реакторе (футы/с)	1,69	2,76	2,36	1,74	1,73
Приведенная скорость газового потока в реакторе (м/с)	0,52	0,84	0,72	0,53	0,53
Высота слоя в реакторе (футы)	47,2	43,0	42,0	44,3	45,6
Высота слоя в реакторе (м)	14,4	13,1	12,8	13,5	13,9
Объемный вес смолы после отстаивания (фунты/фут ³)	28,3	23,2	29,0	24,5	29,3
Объемный вес смолы после отстаивания (кг/м ³)	453,4	371,0	464,0	392,5	468,6
Объемный вес псевдооживленного реакторного слоя (фунты/фут ³)	19,6	16,7	21,7	15,7	19,1
Объемный вес псевдооживленного реакторного слоя (кг/м ³)	314,0	267,9	347,4	251,5	305,7
Объемная производительность (фунты/ч-фут ³)	10,8	14,3	13,0	7,7	9,8
Объемная производительность (кг/ч-м ³)	172,8	228,8	208,0	123,2	157,2
Производительность (кфунты/ч)	83,7	102,2	90,2	56,6	73,7
Производительность (т/ч)	38,0	45,9	40,9	25,7	33,4
Реакторная производительность (фунты/ч-фут ²)	507	613	546	343	446
Реакторная производительность (кг/ч-м ²)	2475	2992	2665	1674	2177
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (бте/фунт)	65	67	75	49	60
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (кал/г)	36	37	42	27	33
Плотность газа (фунты/фут ³)	1,93	1,38	1,29	1,69	1,81
Плотность газа (кг/м ³)	31,0	22,2	20,6	27,1	29,0
Вязкость газа (сП)	0,012	0,013	0,013	0,012	0,012
Размеры частиц (дюймы)	0,030	0,027	0,022	0,026	0,029
Размеры частиц (микрометры)	749	686	558	660	737
Функция X	3,00	2,99	2,80	2,90	2,97
Функция Y	5,59	5,18	4,97	5,31	5,55
Функция (Z) плотности	0,65	0,68	0,72	0,59	0,61
Предельные значения из таблиц А и Б*	0,54	0,47	0,49	0,53	0,54

* На основе значений функций X и Y; для определения этих предельных значений использовали данные из таблиц А и Б.

ТАБЛИЦА 4

Вариант	ЭКСПЕРИМЕНТ 1				ЭКСПЕРИМЕНТ 2			
	1	2	3	4	1	2	3	4
Индекс расплава смолы (дг/10 мин)	0,86				6,74			
Плотность смолы (г/куб.см)	0,9177				0,9532			
Состав рециркуляционного потока:								
Этилен	53,1	53,1	53,1	53,1	40,5	40,5	40,5	40,5
Бутен-1	20,2	20,2	20,2	20,2				
Гексен-1					0,6	0,6	0,6	0,6
Водород	8,9	8,9	8,9	8,9	17,7	17,7	17,7	17,7
Изопентан	9,7	9,7	9,7	13,0	3,7	3,7	3,7	3,7
Насыщенные C ₆ углеводороды					7,0	7,0	10,0	10,0
Азот	8,7	8,7	8,7	5,9	19,2	19,2	17,2	17,2
Этан	1,7	1,7	1,7	1,2	9,4	9,4	8,5	8,5
Метан					1,1	1,1	1,0	1,0
Насыщенные C ₈ углеводороды					0,4	0,4	0,4	0,4
Точка росы рециркуляционного газа (°F)	154,0	154,0	154,0	167,9	172,6	172,6	188,3	188,3
Точка росы рециркуляционного газа (°C)	67,8	67,8	67,8	75,5	78,1	78,1	86,8	96,8
Температура на входе в реактор, °F	115,2	115,2	115,2	105,0	107,8	100,0	100,0	85,0
Температура на входе в реактор, °C	46,2	46,2	40,6	40,6	42,1	37,8	37,8	29,4
Содержание жидкости в рециркуляционном газе (вес. %)	28,6	28,6	34,4	44,2	25,4	27,1	35,9	38,6
Температура в реакторе, (°F)	183,3	183,3	183,3	183,3	208,4	208,4	208,4	208,4
Температура в реакторе, (°C)	84,1	84,1	84,1	84,1	98,0	98,0	98,0	98,0
Избыточное давление в реакторе (фунты/кв.дюйм)	315,7	315,7	315,7	315,7	300,2	300,2	300,2	300,2
Избыточное давление в реакторе (кПа)	2176,7	2176,7	2176,7	2176,7	2069,7	2069,7	2069,7	2069,7
Приведенная скорость газового потока в реакторе (футы/с)	1,69	2,40	2,40	2,40	2,76	2,76	2,76	2,76
Приведенная скорость газового потока в реакторе (м/с)	0,52	0,73	0,52	0,73	0,84	0,84	0,84	0,84
Высота слоя в реакторе (футы)	47,2	47,2	47,2	47,2	43,0	43,0	43,0	43,0
Высота слоя в реакторе (м)	14,4	14,4	14,4	14,4	13,1	13,1	13,1	13,1
Объемная производительность (фунты/ч-фут ³)	10,8	15,3	18,1	23,3	14,3	15,6	17,8	19,8
Объемная производительность (кг/ч-м ³)	172,8	245,4	290,3	372,2	288,8	249,9	284,4	317,6
Производительность (кфунты/ч)	83,7	118,9	140,6	180,3	101,2	110,5	125,8	140,5
Производительность (т/ч)	38,0	53,9	63,8	81,7	45,9	50,1	57,0	63,7
Реакторная производительность (фунты/ч-фут ²)	507	720	851	1092	613	669	762	851
Реакторная производительность (кг/ч-м ²)	2475	3515	4154	5331	2992	3266	3720	4154

RU 2139888 C1

RU 2139888 C1

Вариант	ЭКСПЕРИМЕНТ 1				ЭКСПЕРИМЕНТ 2			
	1	2	3	4	1	2	3	4
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (бте/фунт)	67	67	77	95	69	76	81	90
Изменение энтальпии рециркуляционного потока (кал/г)	37	37	43	53	38	42	45	50
Объемный вес смолы после отстаивания (фунт/фут ³)	28,3	28,3	28,3	28,3	23,2	23,2	23,2	23,2
Объемный вес смолы после отстаивания (кг/м ³)	453,4	453,4	453,4	453,4	371,0	371,0	371,0	371,0
Плотность газа (фунты/фут ³)	1,93	1,93	1,93	2,05	1,38	1,38	1,48	1,48
Плотность газа (кг/м ³)	31,0	31,0	31,0	32,8	22,2	22,2	23,7	23,7
Вязкость газа (сП)	0,012	0,012	0,012	0,011	0,013	0,013	0,013	0,013
Размеры частиц (дюймы)	0,030	0,030	0,030	0,030	0,027	0,027	0,027	0,027
Размеры частиц (микрометры)	749	749	749	749	686	686	686	686
Функция X	3,00	3,15	3,15	3,21	2,99	2,99	3,02	3,02
Функция Y	5,59	5,59	5,59	5,59	5,18	5,18	5,21	5,21
Предельные значения из таблиц А и Б*	0,54	0,49	0,49	0,49	0,47	0,47	0,46	0,46

* На основе значений функций X и Y; для определения этих предельных значений использовали данные из таблиц А и Б.

RU 2139888 C1

RU 2139888 C1

ТАБЛИЦА А
ПРЕДЕЛЬНОЕ ЗНАЧЕНИЕ ФУНКЦИИ ОБЪЕМНОГО ВЕСА

Y	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,5	7,0	7,5	8,0
X													
0,3	0,411												
0,4	0,403												
0,5	0,393												
0,6	0,381												
0,7	0,367	0,460											
0,8	0,351	0,450											
0,9	0,332	0,437											
1,0	0,311	0,422	0,522										
1,1	0,289	0,404	0,510										
1,2	0,265	0,384	0,496										
1,3	0,239	0,361	0,480										
1,4	0,214	0,336	0,460	0,561									
1,5	0,188	0,309	0,438	0,546									
1,6		0,281	0,413	0,529									
1,7		0,252	0,386	0,508	0,598								
1,8		0,223	0,355	0,484	0,582								
1,9			0,324	0,457	0,563								
2,0			0,291	0,427	0,541	0,620							
2,1			0,258	0,394	0,516	0,602							
2,2			0,226	0,360	0,487	0,581							
2,3				0,324	0,455	0,557	0,633						
2,4				0,288	0,421	0,529	0,614						
2,5				0,252	0,384	0,497	0,590						
2,6					0,346	0,462	0,563	0,635					
2,7					0,307	0,425	0,533	0,614					
2,8					0,270	0,385	0,499	0,588					
2,9						0,339	0,461	0,559	0,628				
3,0						0,299	0,422	0,526	0,605				
3,1						0,261	0,381	0,490	0,577	0,641			
3,2							0,339	0,451	0,546	0,619			
3,3							0,298	0,410	0,511	0,593			
3,4							0,259	0,368	0,473	0,564	0,631		
3,5								0,325	0,433	0,531	0,608		
3,6								0,284	0,391	0,494	0,580	0,643	
3,7								0,245	0,348	0,455	0,549	0,621	
3,8									0,306	0,413	0,514	0,595	0,653
3,9									0,266	0,371	0,476	0,566	0,633
4,0										0,328	0,435	0,532	0,609
4,1										0,287	0,393	0,496	0,581
4,2										0,247	0,350	0,456	0,550
4,3											0,308	0,415	0,515
4,4											0,267	0,372	0,477
4,5												0,329	0,436
4,6												0,288	0,394

RU 2139888 C1

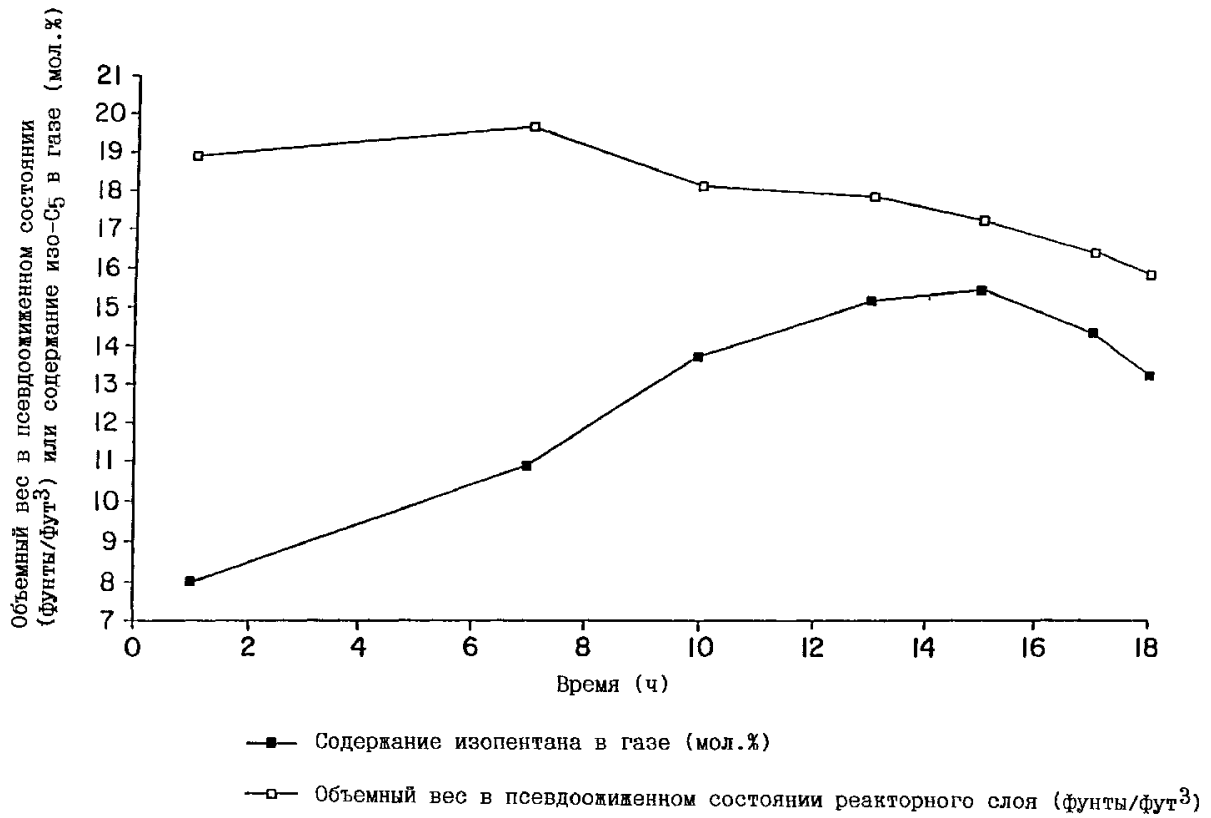
RU 2139888 C1

ТАБЛИЦА Б
ПРЕДПОЧТИТЕЛЬНЫЙ ИНТЕРВАЛ ПРЕДЕЛЬНОГО ЗНАЧЕНИЯ
ФУНКЦИИ ОБЪЕМНОГО ВЕСА

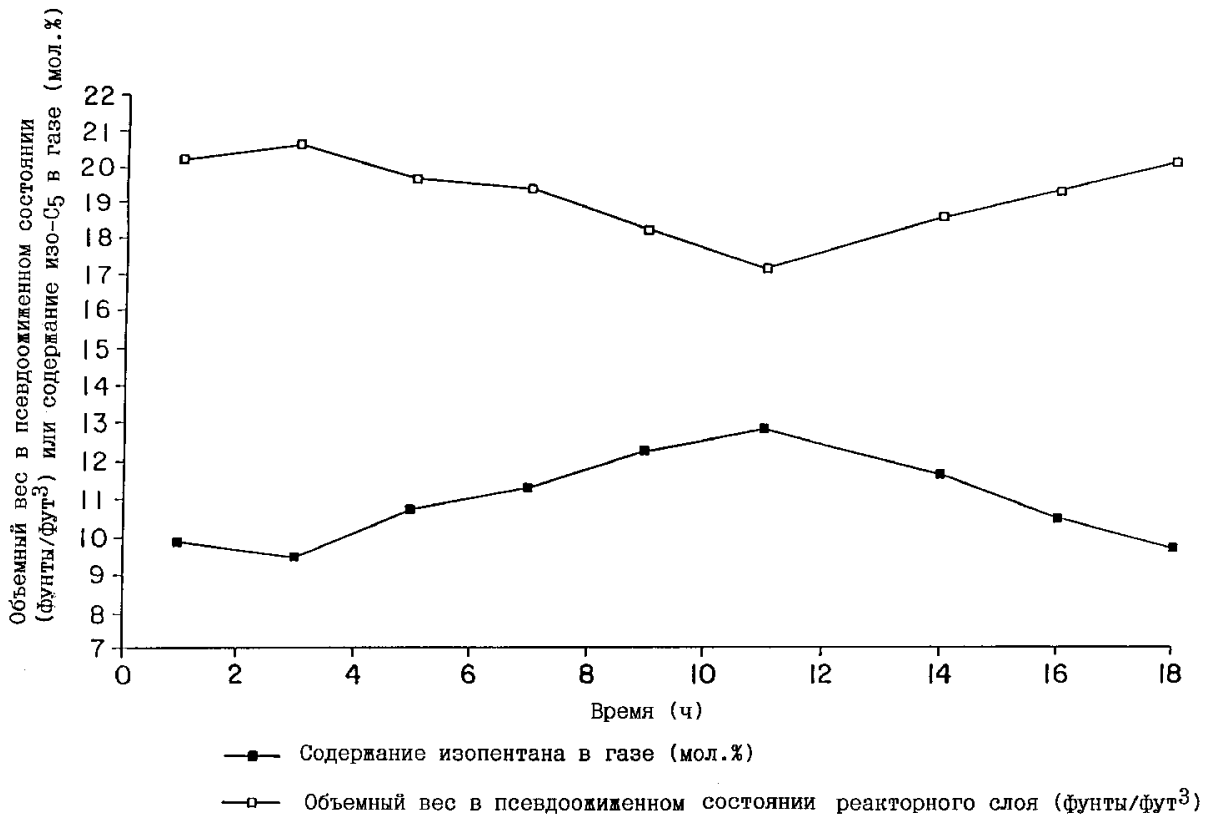
Y	4,00	4,25	4,50	4,75	5,00	5,25	5,50	5,75	6,00	6,25	6,50	6,75	7,00
X													
2,00	0,541	0,584											
2,05	0,529	0,574											
2,10	0,516	0,562											
2,15	0,502	0,550	0,592										
2,20	0,487	0,537	0,581										
2,25	0,472	0,524	0,569										
2,30	0,455	0,509	0,557	0,598									
2,35	0,438	0,493	0,543	0,587									
2,40	0,420	0,477	0,529	0,574									
2,45	0,402	0,460	0,513	0,561	0,602								
2,50	0,384	0,442	0,497	0,547	0,590								
2,55		0,424	0,480	0,532	0,577								
2,60		0,405	0,462	0,515	0,563	0,605							
2,65		0,386	0,444	0,499	0,548	0,592							
2,70			0,425	0,481	0,533	0,579							
2,75			0,405	0,463	0,516	0,564	0,601						
2,80			0,385	0,444	0,499	0,549	0,588						
2,85				0,424	0,480	0,533	0,574	0,609					
2,90				0,404	0,461	0,515	0,559	0,597					
2,95				0,384	0,442	0,497	0,543	0,583					
3,00					0,422	0,478	0,526	0,568	0,605				
3,05					0,401	0,459	0,509	0,553	0,591				
3,10					0,381	0,439	0,490	0,536	0,577	0,612			
3,15						0,418	0,471	0,519	0,562	0,599			
3,20						0,398	0,451	0,501	0,546	0,585			
3,25						0,377	0,431	0,482	0,529	0,571	0,607		
3,30							0,410	0,462	0,511	0,555	0,593		
3,35							0,389	0,442	0,493	0,539	0,579	0,613	
3,40								0,422	0,473	0,521	0,564	0,601	
3,45								0,401	0,453	0,503	0,548	0,587	
3,50								0,379	0,433	0,484	0,531	0,572	0,608
3,55									0,412	0,464	0,513	0,556	0,594
3,60									0,391	0,444	0,494	0,540	0,580
3,65										0,423	0,475	0,522	0,565
3,70										0,402	0,455	0,504	0,549
3,75										0,381	0,434	0,485	0,532
3,80											0,413	0,465	0,514
3,85											0,392	0,445	0,495
3,90												0,424	0,476
3,95												0,403	0,456
4,00												0,382	0,435

RU 2139888 C1

RU 2139888 C1



ФИГ. 2



ФИГ. 3