

(19)



**Евразийское
патентное
ведомство**

(21) **201490298** (13) **A1**

(12) **ОПИСАНИЕ ИЗОБРЕТЕНИЯ К ЕВРАЗИЙСКОЙ ЗАЯВКЕ**

(43) Дата публикации заявки
2014.08.29

(51) Int. Cl. **B01J 8/04** (2006.01)

(22) Дата подачи заявки
2014.02.17

(54) **СМЕШИВАЮЩЕЕ УСТРОЙСТВО С ТАНГЕНЦИАЛЬНЫМИ ВПУСКАМИ ДЛЯ ЕМКостей С ДВУХФАЗНЫМ ПОТОКОМ**

(31) **13155723.3; 61/766,427**

(32) **2013.02.19**

(33) **EP; US**

(71) Заявитель:
МОРТЕН МЮЛЛЕР ЛТД, АпС (DK)

(72) Изобретатель:
Мюллер Мортен (DK)

(74) Представитель:
Рыбаков В.М. (RU)

(57) Пар и жидкость совместно текут через вертикальную емкость. Смешивающее устройство расположено в емкости на пути горизонтального потока и вынуждает пар и жидкость проходить в вертикальном направлении через один или несколько впускных каналов в смешивающее устройство. Смешивающее устройство состоит из круглых верхней и донной стенок и цилиндрической боковой стенки. Внутри смешивающего устройства предусмотрены изогнутые направляющие поток перегородки. Указанные направляющие поток перегородки образуют один или более тангенциальных впускных каналов, которые расположены как можно дальше от центральной оси емкости. Весь технологический поток с высокой скоростью втекает в тангенциальном направлении через указанный один или более тангенциальный впускной канал (каналы) в вихревую камеру. Высокий момент технологического потока в тангенциальных впускных каналах, строго тангенциальное направление потока и большое расстояние между тангенциальным впускным каналом (каналами) и центральной осью емкости приводят к интенсивному вихревому течению и большому количеству оборотов текучей среды в вихревой камере. Большое количество оборотов текучей среды в вихревой камере необходимо для надлежащего смешивания потока (потоков), поступающего через тангенциальный впускной канал (каналы). Текучие среды выходят из смешивающего устройства в вертикальном направлении сквозь выпускное отверстие в донной стенке смешивающего устройства. Под указанным выпускным отверстием расположен отбойник для распределения жидкости и для торможения скорости струи. Температура и химический состав выпускного потока выровнены.

A1

201490298

201490298

A1

СМЕШИВАЮЩЕЕ УСТРОЙСТВО С ТАНГЕНЦИАЛЬНЫМИ ВПУСКАМИ ДЛЯ ЕМКостей С ДВУХФАЗНЫМ ПОТОКОМ

Уровень техники

5

Настоящее изобретение относится к смешивающему устройству для смешивания газа или пара и жидкости в емкости, в которой паровая и жидкостная фазы текут совместно. Назначение устройства заключается в выравнивании температур и химического состава выпускаемой смеси, выходящей из указанного устройства.

10

Настоящее изобретение предназначено для смешивания горячего очистного газа, обогащенного водородом, и горячего жидкого углеводорода с холодным охлаждающим потоком между двумя соседними слоями катализатора в реакторе гидрообработки, например, в реакторе гидроочистки или гидрокрекинга, но не ограничено указанным применением.

15

В литературе и патентах раскрыто большое количество смешивающих устройств для емкостей, где совмещены две фазы. Большинство таких устройств относится к одному из шести типов, указанных ниже.

20

Тип 1. Вихревые смесители с впускными воронками или каналами в коллекторной тарелке.

Пример такой конструкции раскрыт в патенте США 3 541 000. Смеситель содержит горизонтальную пластину 6 коллекторной тарелки. Указанная пластина коллекторной тарелки снабжена несколькими наклонными воронками 32/34. Весь

25

технологический поток пара и жидкости от верхнего слоя катализатора проходит сквозь эти впускные воронки с большой скоростью. Под коллекторной тарелкой находится вихревая камера 8. Выходные струи воронок имеют тангенциальные составляющие, что приводит к вихревому движению текучей среды внутри вихревой камеры. Затем текучие среды проходят через внутреннюю переливную

30

перегородку 12 и вниз сквозь центральное отверстие 10. На выходе отверстия 10 сквозь перфорированные распределительные трубы в разветвителе 30 добавляется охлаждающая текучая среда. Распределительная тарелка 14 расположена под смесителем для грубого распределения жидкости. Указанная

тарелка 14 также служит отбойником для высокоскоростных струй текучих сред, выходящих из отверстия 10. Под тарелкой грубого распределения расположена распределительная тарелка 4 для заключительного распределения жидкости.

В патенте США 4 836 989 раскрыт смеситель, аналогичный смесителю из патента США 3 541 000. Однако для лучшего смешивания охлаждающей текучей среды с паром и жидкостью, идущими от верхнего слоя катализатора, охлаждающая текучая среда добавляется сквозь перфорированные трубчатые распределители 13 выше по потоку относительно коллекторной тарелки 12, а не ниже по потоку.

10 Примерами патентов, которые относятся к вихревым типам смесителей: патенты США 5 837 208; 5 989 502; 7 045 103; 7 112 312 и заявка на патент США 2012/0241006.

Тип 2. Смесители с вихревой камерой и радиальным впускным потоком.

15 Пример такой конструкции раскрыт в патенте США 3 353 924. Смеситель содержит коллекторную пластину 6. Холодная охлаждающая среда добавляется сквозь перфорированное трубчатое кольцо 11 над указанной коллекторной пластиной. Пар и жидкость из слоя 3 катализатора над смесителем и охлаждающая текучая среда поступают в вихревую камеру 7 через несколько
20 впускных портов 8. В отличие от вышеуказанных конструкций вихревых смесителей, в этом типе смесителя поток сквозь впускные порты к вихревой камере идет, в основном, в горизонтальном/радиальном направлении. Впускные порты снабжены лопатками 9, которые порождают вихревое движение текучих сред внутри вихревой камеры 7. Текучая среда выходит из вихревой камеры
25 сквозь центральное отверстие 13а. Под центральным отверстием расположен перфорированный отбойник 14 с вертикальными направляющими перегородками 16.

Другие примеры смесителей с вихревой камерой и радиальным впускным
30 потоком раскрыты в нижеследующих документах:

В патенте США 3 787 189 раскрыт смеситель с вихревой камерой, аналогичный смесителю из патента США 3 353 924. Однако впускные отверстия и лопатки к вихревой камере отличаются по конструкции, и отбойник 23 под центральным

отверстием 20 не перфорирован. Лопатки 22 под коллекторной пластиной 18, создающие вихревое движение текучих сред, выходящих из смесителя, заменяют радиально расположенные вертикальные направляющие перегородки на выходе смесителя.

5

В патенте США 5 462 719 раскрыт смеситель с вихревой камерой, аналогичный смесителю из патента США 3 353 924. Пар и жидкость вначале пропускаются сквозь радиальные перфорированные отверстия в цилиндрической направляющей перегородке 24, а затем сквозь лопатки 22, что приводит к вихревому движению текучей среды внутри вихревой камеры. Текучие среды выходят из вихревой камеры сквозь центральное отверстие 21 и поступают во вторую смесительную камеру, расположенную под коллекторной пластиной 20. Во второй смесительной камере текучие среды текут радиально наружу и выходят из смесителя сквозь радиальные отверстия в цилиндрической стенке 26.

15

В патенте США 5 534 233 раскрыт другой смеситель с вихревой камерой. Жидкость собирается на тарелке 101, а затем пар и жидкость поступают в вихревую камеру в радиальном направлении. Вертикальные направляющие пластины 105 используются для создания вихревого потока перед выходом текучих сред из смесителя сквозь центральное отверстие 7. Отбойник 13 под центральным отверстием тормозит высокоскоростной поток.

20

Тип 3. Смесители по схеме колпачковой колонны.

Конструкция смесителя типа колпачковой колонны раскрыта в патенте США 5 152 967. Смеситель содержит коллекторную пластину 16 и колпачок 18, 19, накрывающий спускную трубу 17. Колпачок и спускная труба определяют первую вихревую смесительную камеру. Боковые стенки колпачка 19 снабжены наклонными отверстиями. Наклонные отверстия приводят пар и жидкость, поступающие в первую вихревую камеру, в вихревое движение. Текучие среды вначале текут вверх, через верхний край спускной трубы 17, а затем вниз, сквозь спускную трубу и центральное отверстие в пластине 16. Смеситель также оснащен расположенной под первой вихревой камерой второй вихревой камерой с внутренним радиальным потоком.

30

Другие примеры смесителей типа колпачковой колонны раскрыты в нижеследующих документах:

В патенте США 6 183 702 раскрыт другой смеситель типа колпачковой колонны.

5 Смеситель содержит коллекторную пластину 1125, которая поддерживает определенный уровень жидкости. Коллекторная пластина снабжена вертикальными направляющими перегородками 1130, которые усиливают вихревое движение жидкости на пластине 1125. Вихревое движение дополнительно интенсифицируется струями охлаждающей текучей среды,

10 выходящими из труб 1140. На коллекторной тарелке над центральным отверстием в пластине 1125 установлен смеситель типа колпачковой колонны, содержащий прорезной цилиндрический колпачок 1150, накрывающий цилиндрическую спускную трубу 1165. Кольцевой зазор между колпачком и спускной трубой снабжен полуспиральными направляющими перегородками

15 1155. Пар поступает в кольцевой зазор сквозь прорези в цилиндрической стенке колпачка 1150. Пар "поднимает" жидкость вверх в кольцевой зазор, и пар и жидкость текут вверх сквозь указанный кольцевой зазор. Указанные направляющие перегородки 1155 вызывают вихревое движение в указанном кольцевом зазоре. Пар и жидкость стекают вниз сквозь спускную трубу и сквозь

20 отверстие в коллекторной пластине 1125.

В патенте США 8 017 095 раскрыто другое смешивающее устройство типа колпачковой колонны. Указанное смешивающее устройство содержит большую колпачковую колонну 85, аналогичную колпачковой колонне, используемой в

25 патенте США 6 183 702, и расположенную на кольцевой коллекторной тарелке 30. Выше по потоку относительно колпачковой колонны 85 расположена вихревая камера, состоящая из боковых стенок 42 и 48, впусков 50 и 55, верхней стенки впусков 46 и 47 и верхней стенки 49.

30 Патенты США 3 824 080 и 5 403 560 раскрывают другие примеры смесителей типа колпачковой колонны.

Тип 4. Смесители с отдельным смешиванием пара и жидкости.

В патенте США 5 635 145 раскрыт смеситель с отдельным смешиванием пара и

35 жидкости. Указанный смеситель содержит коллекторную пластину 6 с центральным отверстием. Над центральным отверстием расположена

паровихревая камера 8 для смешивания паров. Паровихревая камера снабжена прорезями 14. Коллекторная пластина снабжена другими отверстиями с направляющими каналами 7 для направления жидкости к центральной оси реактора. Под смесителем расположена предварительная распределительная тарелка/отбойник 15.

В процессе нормальной работы коллекторная пластина 6 поддерживает определенный уровень жидкости, а пар поступает в паровихревую камеру 8 и выходит сквозь центральное отверстие. Жидкость обходит вихревую камеру через параллельные проводящие жидкость каналы 7.

В патенте США 5 772 970 раскрыт другой пример смешивающего устройства с отдельным смешиванием пара и жидкости. Смеситель содержит коллекторную тарелку 12, оснащенную цилиндрической вихревой направляющей перегородкой 13, центральное отверстие 14 и паровые трубки 17. На кромке выпускного отверстия 14 предусмотрена цилиндрическая переливная перегородка 15. В процессе работы жидкость собирается на коллекторной тарелке 12, и уровень жидкости повышается, по меньшей мере, до высоты переливной перегородки 15. Тангенциальные впуски 13а и 13б жидкости вызывают вихревое движение между вихревой направляющей перегородкой 13 и переливной перегородкой 15. Жидкость переливается через переливную перегородку 15 и выходит сквозь центральное отверстие 14. Значительная часть пара обходит жидкость через паровые трубки 17. Часть пара может протекать сквозь центральное отверстие 14 вместе с переливающейся жидкостью.

Патенты США 5 935 413, 7 052 654 и 7 078 002 раскрывают другие примеры смесителей с отдельным смешиванием пара и жидкости.

Тип 5. Смесители с перегородочной камерой и вертикальным потоком.

Такая конструкция раскрыта в патенте США 4 233 269. Смеситель состоит из впускного питающего канала 12, через который пар и жидкость поступают в смеситель. После впускного питающего канала текучие среды пропускаются сквозь два круглых смесительных отверстия, образованных пластинами 32 и 36 с кольцевыми выступами, и сквозь один кольцевой ограничитель потока, образованный диском 34.

Тип 6. Смесители с перегородженной камерой и горизонтальным потоком.

В патенте США 7 276 215 раскрыт смеситель с перегородженной камерой и горизонтальным потоком. Смеситель содержит коллекторную тарелку 13, донную пластину 14 с центральным отверстием 25, двухфазные впуски 16 и
5 вертикальные направляющие поток перегородки 18, 19, и 20, образующие ряд сужений и выступов или ряд смесительных отверстий. Весь технологический поток прогоняется сквозь каждое смесительное отверстие с большой скоростью. В каждом смесительном отверстии обеспечивается режим диспергированного двухфазного потока для максимизации площади поверхности раздела фаз между
10 паром и жидкостью, и, тем самым, максимизации тепло- и массообмена между фазами. Ниже по потоку относительно каждого смесительного отверстия расширение приводит к турбулентности и дополнительному времени обработки. Смеситель имеет симметричные подводы текучих сред к выпускному отверстию 25 для лучшего распределения жидкости по распределительной тарелке 11,
15 расположенной под смесителем.

В патенте США 5 690 896 раскрыт второй пример смесителя данного типа. Указанный смеситель встроен в систему поддержки катализатора. Смеситель собирает пар и жидкость в кольцевой коллекторный желоб 24. Охлаждающая
20 текучая среда добавляется в кольцевой коллекторный желоб сквозь трубы 22 и 23 охлаждения. Пар и жидкость текут сквозь кольцевой коллекторный желоб в смесительную камеру 30, расположенную между опорными балками 14 и 15. Весь технологический поток поступает в смесительную камеру через выпуск 36. Смесительная камера содержит единственный проточный канал с поворотом
25 направления потока на 360°. После поворота на 360° в смесительной камере текучая среда выходит сквозь центральное отверстие 37.

В заявке на патент США 2011/0123410 раскрыт третий пример смесителя данного типа. Указанный смеситель содержит коллекторную тарелку 5 с впускным
30 отверстием 6, кольцевой смесительный канал 9 и перфорированную тарелку 11 предварительного распределения с трубкой 13. Пар и жидкость проходят сквозь впускное отверстие 6 и кольцевой смесительный канал 9 и выходят через перфорированную тарелку 11 предварительного распределения.

В патенте США 3 705 016 раскрыт четвертый пример. Данный смеситель содержит сетку 11/12, расположенную на коллекторной, поддерживающей катализатор пластине 8. Сетка покрыта инертным материалом 7 подложки. Охлаждающая текучая среда инжектируется в слой катализатора над пластиной 8. Сетка 11/12 пропускает пар и жидкость, в то же время удерживая инертный материал. После прохода сквозь сетку пар и жидкость вытекают вертикально сквозь центральное отверстие в коллекторной пластине 8. Горизонтальная смесительная камера, состоящая из горизонтальной донной пластины 16 и вертикальных направляющих перегородок 20, 21, 22 и 23, расположена под коллекторной пластиной. Текущие среды, выходящие через центральное отверстие, вначале разделяются на два горизонтальных потока. Затем каждый из этих двух потоков вновь разделяется на два потока, что дает в сумме четыре потока. На выходе смесителя два из указанных четырех потоков воссоединяются и направляются к одному краю поперечного сечения реактора, в то время как оставшиеся два потока воссоединяются и направляются к другому краю поперечного сечения реактора. И наконец, пар и жидкость распределяются сквозь перфорированную тарелку 25.

Последний пример смесителя с перегородочной камерой и горизонтальным потоком раскрыт в патенте США 3 977 834. Указанный патент раскрывает смеситель, состоящий из нескольких параллельных смесительных камер 13. Каждая из смесительных камер расположена между парными опорными балками 7 катализатора. Охлаждающую текучую среду добавляют сквозь трубы 11 между балками выше по потоку относительно смесительных камер.

Движущей силой смешивания в традиционных конструкциях смесителей обычно является перепад давлений. Однако в установках гидроочистки и гидрокрекинга повышенный перепад давлений в смесителе приводит к значительным дополнительным затратам. К примеру, повышается первоначальная стоимость компрессора рециркуляции газа и эксплуатационные расходы в части дополнительной мощности на валу, требуемой для компрессора рециркуляции газа. Для двухфазного смешивания установлены следующие общие критерии достижения надлежащего смешивания и равномерности выходной смеси для данного перепада давлений:

35

Смеситель должен иметь ограничители потока или смесительные отверстия с высокой скоростью потока и диспергированием жидкости на капли в целях обеспечения большой площади поверхности раздела фаз для тепло- и массообмена между фазами и создания турбулентности.

5

Весь технологический поток должен быть сведен воедино/соприкасаться. Недостаточно иметь параллельные пути течения сквозь смеситель, так как параллельные потоки не соприкасаются, что не позволяет достичь выравнивания температур и состава параллельных потоков.

10

Смеситель должен иметь зоны с уменьшенной скоростью течения ниже по потоку относительно смесительных отверстий для создания условий турбулентного течения в зоне перехода от высокоскоростного потока к потоку с уменьшенной скоростью и для обеспечения определенного времени выдержки. Указанное время выдержки требуется для тепло- и массообмена. Турбулентное течение требуется для смешивания фаз.

15

На выходе или выпуске смесителя должно быть достигнуто надлежащее распределение жидкости по поперечному сечению реактора. Даже если распределительная тарелка расположена под смесителем, на выходе или выпуске смесителя требуется определенное распределение жидкости по поперечному сечению реактора для предотвращения чрезмерных градиентов уровня жидкости на распределительной тарелке. К примеру, конструкция смесителя, выводящая всю жидкость на одну сторону реактора, была бы неприемлема.

20

25

Кроме того, важна общая высота смесителя. Смеситель должен быть как можно более компактным для уменьшения высоты требуемого реактора/емкости. В реакторе гидроочистки или гидрокрекинга пространство, занятое смесителем, не может быть использовано для активного катализатора. Но для превращения реагентов в требуемые продукты необходим определенный общий объем катализатора. Поэтому пространство, занятое смесителем, добавляется к требуемому размеру/высоте реактора. Реакторы гидрокрекинга проектируются

30

для работы вплоть до 200 бар и 450°C, с высокими парциальными давлениями как водорода, вплоть до 5 метров. Вследствие жестких конструкционных условий реактор гидрокрекинга имеет толстую стенку корпуса, которая обычно изготовлена из стали 2,25 Cr 1,0 Mo, с внутренней футеровкой из аустенитной нержавеющей стали, например, 347 SS. Поэтому стоимость одного метра прямостенной части реактора высока, и более компактные конструкции смесителей имеют большой потенциал в плане снижения затрат.

Смесители типа 1 с впускными воронками – одна из конструкций смесителей, наиболее часто применяемых сегодня в промышленных процессах гидроочистки и гидрокрекинга. Такие смесители обычно оснащены наклонными впускными воронками, и основная часть перепада давлений смесителя происходит во впускных воронках. В правильно сконструированных впускных воронках имеет место высокоскоростной поток и режим диспергированного потока. Диспергированный поток обеспечивает большую площадь поверхности раздела фаз, доступную для тепло- и массообмена между жидкой и парообразной фазами. Высокая скорость приводит также к высокой степени турбулентности ниже по потоку относительно впускных воронок, что, в свою очередь, обеспечивает надлежащее смешивание. Кроме того, высокая скорость обеспечивает высокий коэффициент массопереноса и теплопередачи для тепло- и массообмена между жидкой и парообразной фазами.

Впускные воронки обеспечивают параллельные пути течения, и во впускных воронках весь технологический поток не соприкасается. Поэтому вихревая камера смесителя должна иметь размер, обеспечивающий достаточное количество оборотов текучей среды для смешивания друг с другом потоков из разных впускных воронок.

Впускной угол α текучей среды между направлением потока текучих сред, поступающих в вихревую камеру из впускных воронок, и тангенциальным направлением, обозначен на фиг. 2С. Чем больше α , тем меньше момент, имеющийся для установления вихревого движения внутри вихревой камеры, и тем меньше количество оборотов текучей среды, которое достигается в вихревой камере. Во многих традиционных конструкциях вихревых смесителей угол α

слишком велик, и это уменьшает количество оборотов текучей среды в вихревой камере, снижая технические характеристики смешивающего устройства. Например, в патенте США 5 837 208 использование вертикальной секции 27 в сливах 26 значительно увеличивает угол α . Это показано на фиг. 2С.

5

Диаметр D_i окружности впускных воронок обозначен на фиг. 2В. Диаметр D_o выпускного отверстия также обозначен на фиг. 2В. Количество оборотов текучей среды в вихревом смесителе, а тем самым, и технические характеристики смешивания, сильно зависит от отношения D_i/D_o . Во многих вихревых смесителях уровня техники D_i слишком мал. Это уменьшает соотношение диаметров D_i/D_o и, следовательно, количество оборотов текучей среды в вихревой камере, снижая тем самым характеристики смешивания вихревого смесителя.

Высота H_s смесительной камеры обозначена на фиг. 2А. Чтобы обеспечить достаточное количество оборотов в вихревой камере, приходится использовать увеличенную высоту H_s смесительной камеры для компенсации большого α и/или малого соотношения D_i/D_o . В результате межслоевой смеситель занимает большой объем реактора, и приходится увеличивать размер реакторной емкости, что приводит к значительным дополнительным затратам.

20

Вихревые смесители характеризуются хорошим распределением жидкости, выходящей из смесителя, вследствие высокой угловой скорости выходящей жидкости. Вихревой смеситель имеет хорошую закручивающую способность, так как даже малых расходов пара и жидкости, как правило, достаточно для установления вихревого движения в вихревой камере.

25

В смесителях типа 2 с радиальным впускным потоком вихревая камера характеризуется радиальным/горизонтальным впускным потоком. На входе в вихревую камеру возникает основная часть перепада давлений. В правильно сконструированных впусках происходит диспергирование жидкости, создающее большую площадь поверхности раздела фаз для тепло- и массообмена между фазами. И здесь тоже впуски создают параллельные пути течения, и количество оборотов текучей среды в вихревой камере должно быть достаточно для смешивания друг с другом потоков, поступающих из разных впусков.

35

В смесителях типа 3 пар и жидкость идут разными путями сквозь прорези в колпачке. Пар следует по пути в верхней части прорезей, в то время как жидкость следует по пути в нижней части прорезей. Эффективного соприкосновения двух фаз в таких впусках/прорезях не происходит. Кроме того, перепад давлений во впусках/прорезях соответствует перепаду давлений внутри восходящего канала 5 двухфазной колонны. Указанный перепад давлений недостаточен для диспергирования жидкости на капли. Прорези/впуски обеспечивают параллельные пути течения, и потоки указанных параллельных путей течения должны смешиваться друг с другом в восходящем канале. Единственный способ 10 достичь этого заключается в создании значительных вихревых движений в восходящем канале. Но вследствие низкой скорости во впусках и вследствие недостаточного размера восходящего канала в нем, как правило, невозможно получить значительные вихревые движения. Таким образом, единственный участок, на котором соприкасается весь технологический поток, находится в 15 спускной трубе колпачковой колонны, что является недостаточным для выравнивания температуры и состава.

В смесителях типа 4 с отдельным смешиванием пара и жидкости весь перепад давлений или часть полного перепада давлений смесителя используется в 20 параллельных смесителях для отдельного смешивания пара и жидкости. Однофазное смешивание широко применяется в промышленности, несмотря на то, что определяющим процессом в двухфазном смешивании является тепло- и массообмен между паровой и жидкой фазами.

25 Каждый однофазный смеситель сам по себе также содержит параллельные пути течения, например, с параллельными впускными воронками или лопатками. В смесителе, раскрытом в патенте США 5 635 145, нет отверстия для смешивания двух фаз. Вследствие этого рабочие характеристики двухфазного смешивания смесителя указанного типа неудовлетворительны.

30

Смесители типа 5 с перегороденной камерой и вертикальным потоком, представленные, например, в патенте США 4 223 269, обеспечивают хорошие рабочие характеристики смешивания и удовлетворяют всем вышеприведенным

критериям хорошего смесителя. Однако смесители данного типа требуют очень большой высоты смесителя и, соответственно, наличия реактора/емкости нежелательно большого объема.

- 5 Смесители типа б с перегородженной камерой и горизонтальным потоком, например, раскрытые в патенте США 3 705 016 и в патенте США 3 977 834, представляют собой конструкции смесителей с несколькими параллельными путями течения текучих сред. В смесителе, раскрытом в патенте США 3 977 834 весь технологический поток никогда не сводится в одно смесительное отверстие.
- 10 Кроме того, выход жидкости из смесителя по патенту США 3 705 016 неравномерен. Смеситель типа б, раскрытый в патенте США 5 690 896, является вполне хорошим смесителем, но в нем нет секций с зонами расширения потока, создающих турбулентность при расширении и обеспечивающих время выдержки для тепло- и массообмена. Кроме того, текучие среды подводятся к
- 15 центральному отверстию только с одной стороны, что приводит к неравномерному распределению жидкости на выходе смесителя. В патенте США 7 276 215 раскрыта очень хорошая и компактная конструкция смесителя, удовлетворяющая всем вышеприведенным критериям надлежащих рабочих характеристик смешивания. Однако закручивающая способность всех
- 20 смесителей типа б ниже, чем у вышеописанных вихревых смесителей.

Раскрытие изобретения

- Настоящее изобретение, в общем, относится к смешивающему устройству вихревого типа для смешивания газа или пара и жидкости в емкости, где пар и жидкость текут совместно.
- 25

Параметры α , D_i , D_o и H_s определены для настоящего изобретения на фиг. 5А, 5В и 5С.

30

Одна из главных задач настоящего изобретения состоит в обеспечении хорошего смешивания с относительно малой потерей объема реактора и с относительно низкими затратами энергии. Указанные преимущества достигаются созданием

большого количества оборотов текучей среды внутри вихревой камеры для обеспечения выравнивания температур и состава текучих сред, поступающих в вихревую камеру через впуски. Для данных высоты смесителя и перепада давлений, количество оборотов текучей среды в вихревой камере
5 максимизировано применением следующих четырех принципов правильного конструирования вихревого смесителя.

- 1) Двухфазный поток вводят в вихревую камеру в направлении, близком к тангенциальному направлению ($\alpha \approx 0$).
- 10 2) Обеспечивают как можно большее отношение D_i/D_o .
- 3) Двухфазный поток вводят в вихревую камеру через впуски с высокой скоростью потока.
- 4) Избегают перегораживания потока внутри вихревой камеры, например, избегают опорных балок и конструкций, фланцевых узлов, болтов и гаек.

15

Один из вариантов осуществления настоящего изобретения содержит перегородивающую поток смесительную камеру, расположенную между стенок цилиндрического реактора. Смесительная камера имеет одно или более впускное отверстие для по существу вертикального втекания текучей среды в
20 смеситель. Смесительная камера содержит горизонтальную круглую верхнюю стенку, горизонтальную круглую донную стенку и вертикальную цилиндрическую стенку, которая может быть сегментом внутренней стенки реактора. Горизонтальная круглая донная стенка снабжена выпускным отверстием. Над кромкой выпускного отверстия проходит вверх цилиндрическая переливная
25 перегородка. Для максимизации отношения D_i/D_o и для минимизации высоты смесительной камеры диаметр смесительной камеры предпочтительно близок к внутреннему диаметру реактора или равен внутреннему диаметру реактора. Внутри смесительной камеры размещены изогнутые направляющие перегородки для образования тангенциальных впускных каналов, создающих двухфазный
30 поток, отличающийся высокой скоростью течения и по существу строго тангенциальным направлением потока текучих сред, поступающих в вихревую камеру.

В указанных тангенциальных впускных каналах жидкость диспергируется в потоке пара, что обеспечивает большую площадь поверхности раздела фаз для тепло- и массообмена. Высокая скорость потока в смесительных каналах также приводит к высоким коэффициентам тепло- и массообмена и к возникновению условий турбулентности при расширении потока в вихревой камере, что обеспечивает смешивание.

При использовании более чем одного тангенциального впуска, указанные впуски представляют собой параллельные смесительные каналы, и весь технологический поток не соприкасается на данном участке. Однако размеры вихревой камеры выбраны исходя из вышеуказанных четырех принципов правильного конструирования вихревого смесителя так, чтобы обеспечить достаточное количество оборотов текучей среды внутри вихревой камеры с целью выравнивания температуры и состава потоков, поступающих через указанные тангенциальные впуски.

После прохода через вихревую камеру текучие среды выходят в вертикальном направлении сквозь выпускное отверстие в донной стенке. На выходе или выпуске смесителя жидкость все еще имеет значительную угловую скорость. Вихревая скорость жидкости приводит к равномерному распределению жидкости под смесителем. Под отверстием в донной стенке расположен отбойник для торможения высокоскоростной двухфазной струи и для дальнейшего распределения жидкости по поперечному сечению реактора.

Охлаждающая текучая среда может быть добавлена выше по потоку от тангенциальных впускных каналов, или над верхней стенкой, или между верхней и донной стенками.

В то время как традиционные вихревые смесители не удовлетворяют вышеперечисленным четырем принципам правильного конструирования вихревого смесителя, вихревой смеситель согласно настоящему изобретению удовлетворяет указанным принципам. В сравнении с традиционными типами вихревых смесителей, вихревые смесители согласно настоящему изобретению

имеют улучшенные характеристики смешивания в плане получения выпускного потока, выровненного по температуре и составу. Кроме того, соблюдение указанных четырех принципов правильного конструирования вихревого смесителя приводит к значительному уменьшению требуемой высоты по сравнению с традиционными вихревыми смесителями.

Краткое описание чертежей

На фиг. 1А представлен упрощенный вид в продольном сечении, иллюстрирующий типовое расположение катализатора и внутренних элементов в реакторе гидрообработки с двумя слоями твердых частиц катализатора и смешивающим устройством, расположенным между двумя соседними слоями катализатора внутри реактора.

На фиг. 1В показан увеличенный детальный вид конструкции внутри очерченного пунктиром контура, показанного на фиг. 1А.

На фиг. 2А представлен упрощенный вид сбоку в сечении реакторной емкости с вихревым смесителем уровня техники, демонстрирующий переменный размер H_s .

На фиг. 2В представлен упрощенный вид сверху по линии А-А, показанной на фиг. 2А, вихревой камеры вихревого смесителя с фиг. 2А, демонстрирующий переменные размеры D_i и D_o .

На фиг. 2С представлен вид впускных воронок в сечении по линии В-В, показанной на фиг. 2В, демонстрирующий угол α .

На фиг. 3А и 3В представлены графики, демонстрирующие среднее количество оборотов текучей среды в вихревой камере в зависимости от H_s и D_i/D_o для двух разных значений угла α .

На фиг. 4А, 5А и 6А показаны виды сверху альтернативных вариантов осуществления настоящего изобретения.

На фиг. 4В, 5В и 6В показаны соответствующие виды в сечениях по линиям А-А, показанным на фиг. 4А, 5А и 6А, соответственно.

На фиг. 4С, 5С и 6С показаны соответствующие виды в сечениях по линиям В-В, показанным на фиг. 4А, 5А и 6А, соответственно.

Альтернативные варианты осуществления настоящего изобретения включают в себя конструкции, показанные на фигурах, но не ограничиваются ими.

10 Осуществление изобретения

Реакции, происходящие в реакторах гидрообработки, являются экзотермическими. Поэтому в процессе реакции выделяется тепло, вызывающее повышение температуры, когда реагенты превращаются в продукты в присутствии катализатора гидрообработки при повышенных температуре и давлении.

В промышленных реакторах гидрообработки двухфазная смесь реагентов течет сквозь слой твердых частиц катализатора. Идеальным режимом течения в таком реакторе является режим идеального вытеснения, при котором жидкость течет вниз с одной и той же скоростью (в условиях пустого реактора) во всех точках поперечного сечения реактора. В случае режима идеального вытеснения то же справедливо для паровой фазы: пар течет вниз с одинаковой скоростью (в условиях пустого реактора) во всех точках поперечного сечения реактора.

В промышленных реакторах режим идеального вытеснения никогда не достигается вследствие неидеальности распределительных тарелок, неравномерной загрузки катализатора и/или присутствия отложений/нагара в промежутках между частицами катализатора. Поэтому на некоторых участках слоя катализатора скорость течения жидкости выше средней, а скорость пара ниже средней. Вследствие высокой теплоемкости жидкости в сравнении с паром, в таких зонах наблюдается малое повышение температуры в °С на метр пути течения. Аналогично, в других зонах слоя катализатора скорость течения жидкости ниже средней, а скорость пара выше средней. И, аналогично, вследствие высокой теплоемкости жидкости в сравнении с паром, в указанных зонах наблюдается высокое повышение температуры в °С на метр пути течения.

В результате, даже несмотря на то, что смесь реагентов однородна по температуре на входе реактора, некоторые зоны слоя катализатора нагреваются больше, чем другие, когда текучие среды проходят сквозь указанный слой. Кроме того, так как скорость реакции увеличивается с повышением температуры, существует тенденция к ускорению указанного эффекта. Горячие зоны слоя катализатора имеют высокую скорость реакции, и в этих зонах выделяется больше тепла, чем в холодных зонах.

Вследствие различия в скорости реакции между горячими зонами и холодными зонами слоя катализатора, в текучих средах возникают различия химического состава.

Такая неоднородность температур и химического состава в горизонтальной плоскости имеет ряд следующих негативных следствий.

В процессе работы происходит дезактивация всех катализаторов гидрообработки. Для компенсации падения активности катализатора среднюю температуру слоя повышают во время цикла. В некоторый момент времени в конце цикла пиковая температура в слое катализатора достигает своего максимально допустимого значения. В этот момент вся технологическая установка должна быть отключена, и катализатор должен быть регенерирован или заменен. Если имеется неоднородность температуры в горизонтальной плоскости, цикл завершается на более ранней стадии и при меньшей средней температуре слоя. Повышенная частота отключений, вызванных неоднородностью температур, значительно увеличивает стоимость очистки по статьям: снижение производительности, потребление катализатора и дополнительные трудозатраты.

Другое следствие этих неоднородностей – неравномерность степени химического превращения. Некоторая часть реагентов испытывает превращение в высокой степени, в то время как оставшаяся часть реагентов будет превращена в меньшей степени. Результатом часто является общее снижение качества продукта.

В качестве первого примера можно привести реактор гидроочистки дизельного топлива, в котором серосодержащие углеводородные компоненты (органические серные компоненты) и H_2 превращаются в обессеренные углеводородные компоненты и H_2S . Если присутствует неоднородность температур, то часть

5 загруженного топлива вступает в реакцию при более высокой температуре и, возможно также, при меньшей объемной скорости вследствие меньшей скорости жидкости, как обсуждалось выше. Другая часть загруженного топлива вступает в

10 реакцию при меньшей температуре и, возможно также, при большей объемной скорости вследствие большей скорости жидкости. В результате органические серные компоненты стремятся “обойти” слой катализатора сквозь зоны с низкой температурой и высокой объемной скоростью. Такой обход значительно увеличивает долю органических серных компонентов в общем выходе продукта. Для соблюдения технических условий по содержанию органических серных

15 компонентов в продукте, в очистной установке должна быть уменьшена скорость подачи или увеличена рабочая температура реактора для компенсации неоднородных температур и состава. Снижение скорости подачи значительно увеличивает стоимость из-за снижения производительности. Повышение температуры реактора приводит к увеличению энергопотребления и уменьшению длительности цикла с увеличением частоты остановок для регенерации/замены

20 катализатора. Как обсуждалось выше, увеличение частоты остановок значительно увеличивает издержки.

В качестве второго примера можно привести реактор гидрокрекинга, в котором

25 тяжелые углеводородные фракции и H_2 превращаются в легкие углеводородные фракции. И здесь, если присутствует неоднородность температур, то часть загруженного топлива вступает в реакцию при более высокой температуре и, возможно также, при меньшей объемной скорости вследствие меньшей скорости жидкости. Другая часть загруженного топлива вступает в реакцию при меньшей

30 температуре и, возможно также, при большей объемной скорости вследствие большей скорости жидкости. В результате часть загруженных тяжелых фракций претерпевает “избыточный крекинг”, так что значительно увеличивается выход нежелательных газов C_1-C_4 и легких бензиновых фракций, в то время как другая часть загруженных тяжелых фракций испытывает превращение лишь в малой

степени. Таким образом, снижается избирательность установки гидрокрекинга к желаемому продукту, и общее превращение загруженных тяжелых фракций в легкие фракции продукта также снижается. Оба эффекта приводят к значительным издержкам очистки.

5

Неоднородности температуры и химического состава в горизонтальной плоскости слоя катализатора неизбежны в промышленных реакторах гидрообработки. Однако эти неоднородности могут быть сведены к минимуму посредством установки соответствующих внутренних элементов реактора.

10

Для первого слоя катализатора, куда сырье/реагенты входят в первую очередь, должен быть предусмотрен хороший впускной распределитель, обеспечивающий равномерное распределение жидкости и пара по поперечному сечению реактора. Текущие среды, поступающие в указанный распределитель, должны быть надлежащим образом смешаны выше по потоку относительно распределителя, чтобы обеспечить достижение однородности температур и состава. Достаточное смешивание текучих сред чаще всего осуществляется в трубопроводе подачи реагентов в реактор.

15

20

Для каждого последующего слоя (слоев) катализатора также нужен хороший распределитель, обеспечивающий равномерное распределение жидкости и пара по поперечному сечению реактора. Однако впускной поток к следующему слою катализатора является выпускным потоком из расположенного выше по потоку слоя катализатора, в котором на выходе из слоя существует неоднородность температур и химического состава. Поэтому необходимо предусмотреть расположение смешивающего устройства между слоем катализатором, находящимся выше по потоку, и распределителем. В противном случае неоднородность температур и химического состава может переходить от одного слоя к другому и прогрессировать. Назначение смешивающего устройства заключается в создании выпускного потока, уравновешенного по температуре и составу.

25

30

Охлаждающая текучая среда, которая холоднее, чем текучие среды внутри реактора, часто инжектируется в реактор гидрообработки между двумя соседними слоями катализатора для охлаждения горячего выходного потока, выходящего из одного слоя катализатора, перед тем как текучие среды 5 поступают в следующий слой. Это позволяет реактору работать в условиях, приближенных к изотермальным, которые имеют ряд преимуществ в плане увеличения длительности цикла и повышения качества продукта. Следующей задачей смешивающего устройства в этом случае является смешивание холодного охлаждающего потока с потоком, выходящим из слоя катализатора, 10 чтобы достигнуть однородности температур и состава перед входом потока в следующий слой катализатора.

Обратимся теперь к фигурам. На фиг. 1А и 1В показан типовой реактор 1 гидрообработки с боковой стенкой 14 и с первым и вторым слоями 2 и 3 частиц катализатора, соответственно. Фиг. 1А приведена с целью показать типовое 15 расположение смешивающего устройства относительно слоев катализатора и других внутренних элементов реактора. Реагенты поступают в реактор сквозь впускной патрубок 4. Затем текучие среды поступают в первую, или верхнюю, распределительную тарелку 5, которая равномерно распределяет пар и жидкость 20 по поперечному сечению реактора перед тем, как текучие среды поступают в первый, или верхний, слой 2 катализатора, который лежит на сетке или поддерживающей катализатор решетке 6, как показано на фиг. 1В. Обычно на сетку катализатора или на поддерживающую решетку 6 действуют значительные силы вследствие значительного веса катализатора и воздействия сил, вызванных течением текучей среды сквозь слой катализатора. Поэтому, для восприятия этих 25 сил, как правило, требуются опорные балки 7. Смешивающее устройство 8 расположено под системой 6, 7 поддержки катализатора. Охлаждающая текучая среда может быть добавлена через охлаждающий патрубок 9 и охлаждающий распределитель 10. Отбойное устройство или пластина 11 для распределения 30 жидкости и для торможения высокоскоростной струи, выходящей из смешивающего устройства 8, расположено под смешивающим устройством 8. Вторая, или донная, распределительная тарелка 12, расположенная под смешивающим устройством 8, равномерно распределяет пар и жидкость по

поперечному сечению реактора перед тем, как текучие среды поступают во второй, или нижний, слой 3 катализатора. Продукт выходит из реактора через выпускной патрубок 13.

- 5 Может быть предусмотрено использование более двух слоев катализатора. Количество смешивающих устройств 8 обычно составляет $N-1$, где N - это количество слоев катализатора в реакторе.

10 На фиг. 2А представлен упрощенный вид сбоку в сечении реакторной емкости с традиционным вихревым смесителем 20 уровня техники. На фиг. 2В показан вид А-А сверху вихревой камеры указанного вихревого смесителя, и на фиг. 2С показан вид сбоку впускных воронок в сечении вдоль сегмента В-В на фиг. 2В. Реакторная емкость содержит стенки 21, и в реакторе установлена коллекторная тарелка 22. Коллекторная тарелка 22 заставляет пар и жидкость течь сквозь
15 несколько впускных воронок 23. Вихревой смеситель имеет цилиндрическую боковую стенку 24, донную стенку 25 с выпускным отверстием 26 и цилиндрическую переливную перегородку 27. Вместе с коллекторной тарелкой 22 указанные стенки образуют вихревую камеру 28. Отбойник 29 расположен под выпускным отверстием 26. Высота H_s , показанная на фиг. 2А, является высотой
20 свободного пространства между коллекторной тарелкой 22 и донной стенкой 25. Центры впускных воронок 23 формируют окружность, и D_i , показанный на фиг. 2В, является диаметром этой окружности. D_o , показанный на фиг. 2В, является диаметром выпускного отверстия 26. Угол α определен на фиг. 2С как угол между направлением течения текучих сред, выходящих из впускной воронки 23, и
25 тангенциальным направлением, которое может быть определено как направление, параллельное донной стенке 25.

Влияние параметров α , D_i , D_o и H_s на количество оборотов текучей среды в вихревой камере показано для смесителя в промышленном реакторе
30 гидрокрекинга. Параметры промышленного смесителя приведены в таблице 1.

Таблица 1. Пример параметров промышленного смесителя

Тип реактора	Реактор гидрокрекинга
Внутренний диаметр реактора, мм	5000
Фактический расход жидкости, идущей к смесителю, м ³ /ч	630
Плотность жидкости, кг/м ³	460
Вязкость жидкости, сП	0,15
Поверхностное натяжение жидкости, дин/см	7,5
Фактический расход пара, идущего к смесителю, м ³ /ч	6200
Плотность пара, кг/м ³	18,5
Вязкость пара, сП	0,021

На фиг. 3А и 3В показано смоделированное среднее количество оборотов текучей среды в вихревой камере промышленного смесителя, размер которого подобран для данных таблицы 1, в зависимости от H_s и D_i/D_o для $\alpha=50^\circ$ и $\alpha=0^\circ$, соответственно. Во всех случаях размеры смесителя были выбраны так, чтобы общий перепад давлений составлял 2 фунт/дюйм² (0,14 кг/см²). Как видно из фиг. 3А и 3В, количество оборотов текучей среды в вихревой камере сильно зависит как от α , так и от D_i/D_o . Конструкции смесителей с D_i/D_o около 2 и α около 50° , как показывают многие традиционные промышленные смесители, обеспечивают образование лишь примерно половины оборота (при высоте H_s 500 мм) в вихревой камере. Этого явно недостаточно для смешивания друг с другом потоков, поступающих в вихревую камеру из разных впускных воронок. D_i/D_o должно быть максимизировано, а угол α должен быть сведен к минимуму, чтобы создать максимальное количества оборотов текучей среды для данной высоты смесителя и данного перепада давлений.

Скорость потока во впусках в вихревую камеру должна быть достаточно высокой для диспергирования жидкости на капли. Для нормальных условий работы реакторов гидроочистки и гидрокрекинга режим диспергированного потока должен наступать, когда поверхностная скорость пара больше величины, грубо определяемой как:

$$V_v^{Dispersed} = 1.08 \frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

где: $V_v^{\text{Dispersed}}$ – поверхностная скорость течения пара, обеспечивающая диспергированный поток,

ρ_L – фактическая плотность жидкости в кг/м^3 , и

ρ_v – фактическая плотность пара в кг/м^3 .

5

Поверхностная скорость потока пара определяется как фактический объемный расход пара через проточный канал, деленный на площадь поперечного сечения указанного проточного канала.

- 10 Настоящее изобретение относится к смесителю вихревого типа, в котором отношение D_i/D_o максимизировано, а угол α приближается к 0° . Кроме того, скорость потока в тангенциальных впусках смесителя достаточно высока для диспергирования жидкости на капли, согласно вышеприведенному выражению (а), и смеситель сконструирован так, чтобы поток в вихревой камере не встречал
- 15 препятствий, например, опорных балок и конструкций, фланцевых узлов, болтов и гаек.

На фиг. 4А, 5А и 6А представлены альтернативные конструкции смешивающего устройства согласно настоящему изобретению. Указанные фигуры представлены

20 только для того, чтобы охарактеризовать настоящее изобретение и его альтернативы. Указанные фигуры не ограничивают объем понятий, раскрытых в настоящем описании, и не могут служить рабочими чертежами. Указанные фигуры не должны толковаться как ограничивающие объем изобретательского замысла. Относительные размеры, показанные на чертежах, не должны

25 считаться тождественными или пропорциональными размерам промышленных вариантов осуществления.

На фиг. 4А показан вид сверху смесительной камеры 30. Фиг. 4В представляет собой сечение по линии А-А с фиг. 4А, а фиг. 4С представляет собой сечение по

30 линии В-В на фиг. 4А. Смесительная камера 30 содержит горизонтальную круглую верхнюю стенку 31, горизонтальную круглую или кольцевую донную стенку 32 и вертикальную цилиндрическую боковую стенку 33. Вертикальная цилиндрическая боковая стенка 33 предпочтительно образована секцией стенки

14 реактора для максимизации диаметра вихревой камеры 40, ограниченной верхней стенкой 31, донной стенкой 32 и боковой стенкой 33. Верхняя стенка 31 снабжена впускными каналами 34, предпочтительно в количестве двух. Внутри смесительной камеры 30 расположены изогнутые направляющие перегородки 35, образуя два (предпочтительно) тангенциальных впускных канала 36. Донная стенка 32 снабжена центральным выпускным отверстием 37 и вертикальной цилиндрической переливной перегородкой 38. Под выпускным отверстием 37 расположен отбойник 39.

10 Заданный поток через смешивающее устройство 30 показан стрелками на фиг. 4А, 4В и 4С. В процессе работы пар и жидкость, выходящие из первого, или верхнего, слоя 2 катализатора, текут через впускные отверстия 34. Указанные
15 текущие среды затем совершают поворот на 90° и проходят через тангенциальные впускные каналы 36 в вихревую камеру 40. Холодная охлаждающая текучая среда может быть добавлена между первым, или верхним, слоем 2 катализатора и впускными отверстиями 34. Скорость потока в тангенциальных впускных каналах 36 высока, и жидкость диспергируется в пар. Из тангенциальных впускных каналов 36 поток поступает в вихревую камеру 40 в строго (или почти строго) тангенциальном направлении ($\alpha=0^\circ$), и высокий момент
20 потока используется для создания интенсивного вихревого потока в вихревой камере 40, в которой потоки из тангенциальных впускных каналов эффективно смешиваются друг с другом. После закручивания в вихревой камере 40 текущие среды переливаются через переливную перегородку 38 и текут вниз сквозь выпускное отверстие 37. Жидкость, проходя сквозь выпускное отверстие 37, все еще имеет значительную угловую скорость. Эта угловая скорость улучшает
25 распределение жидкости по донной распределительной тарелке 12. Отбойник 39 обеспечивает выход текучих сред из смесителя 30 наружу в радиальном направлении. Отбойник 39 не позволяет смесителю 30 выбрасывать высокоскоростную струю прямо в донную распределительную тарелку 12. Такая
30 струя возмутила бы зеркало жидкости на донной распределительной тарелке 12 и увлекла бы жидкость за собой. Кроме того, отбойник 39 улучшает распределение жидкости по поперечному сечению реактора перед тем, как текущие среды попадают на донную распределительную тарелку 12.

Направляющие перегородки 35 в смешивающем устройстве 30 могут иметь самые разные формы. Они могут быть полукруглыми, овальными, прямыми, изогнутыми, наклонными и так далее. Указанные направляющие перегородки не обязательно должны стоять строго вертикально; достаточно, чтобы указанные направляющие перегородки имели вертикальную часть. Впускные и выпускные отверстия 34 и 37 также могут быть разнообразных форм, например, эллиптической, круглой, прямоугольной, треугольной и так далее. В конструкции может быть одно или более впускных отверстий и выпускных отверстий, соответственно. Горизонтальное поперечное сечение смешивающего устройства 30 в свою очередь также имеет любую форму. Оно может быть круглым, как в смесителе на фиг. 4А. Оно может также быть эллипсоидным, треугольным, прямоугольным, многоугольным и так далее. Круглая или многоугольная форма с большим количеством сторон предпочтительна с точки зрения минимизации сопротивления потоку для вихревого движения текучей среды и, соответственно, максимизации количества оборотов текучей среды в вихревой камере.

Вертикальная цилиндрическая переливная перегородка 38 на фиг. 4А может иметь разные формы, например, может быть эллиптической, круглой, прямоугольной, треугольной, многоугольной и так далее, и может быть снабжена перфорацией или прорезями. Верхняя кромка переливной перегородки 38 обязательно должна быть прямой и может быть снабжена отверстиями, пазами, щелями и так далее. Использование переливной перегородки 38, как правило, улучшает закручивающую способность смесителя, но для упрощения конструкции переливная перегородка 38 может быть исключена.

25

Как упоминалось, охлаждающая текучая среда может инжектироваться выше по потоку относительно впускных отверстий 34. Однако для уменьшения общей высоты реактора охлаждающая текучая среда может также инжектироваться ниже по потоку относительно впускных отверстий, между верхней пластиной 31 и донной пластиной 32.

30

Пример соответствующего настоящему изобретению смесителя с одним тангенциальным впускным каналом, с инжектированием охлаждающей текучей

среды между верхней и донной пластинами, с наклонными направляющими перегородками и без вертикальной цилиндрической переливной перегородки на выпускном отверстии показан на фиг. 5А, 5В и 5С. Фиг. 5А представляет собой вид сверху смешивающего устройства 50. Фиг. 5В представляет сечение по линии А-А с фиг. 5А, а фиг. 5С представляет собой сечение по линии В-В с фиг. 5А. Смешивающее устройство 50 содержит горизонтальную круглую верхнюю стенку 51, горизонтальную круглую донную стенку 52 и вертикальную цилиндрическую боковую стенку 53. Вертикальная цилиндрическая боковая стенка 53 предпочтительно образована секцией стенки 14 реактора для максимизации диаметра вихревой камеры 59, ограниченной верхней стенкой 51, донной стенкой 52 и боковой стенкой 53. Верхняя стенка 51 снабжена впускным отверстием 54. Внутри смешивающего устройства 50 расположены наклонные направляющие перегородки 55, образуя единственный тангенциальный впускной канал 56. Между верхней стенкой 51 и донной стенкой 52, выше по потоку относительно тангенциального впускного канала 56 расположен перфорированный распределитель 60 охлаждающей текучей среды. Донная стенка снабжена центральным выпускным отверстием 57. Под выпускным отверстием 57 расположен отбойник 58.

Выгода от использования только одного тангенциального впускного канала 56 заключается в том, что в этом впускном канале соприкасается весь технологический поток. Таким образом, различия температур и химического состава могут быть выровнены намного более эффективно, чем в смесителях с несколькими параллельными впускными каналами, в которых весь технологический поток соприкасается не во впускном канале, а лишь позднее, в вихревой камере.

Заданный поток через устройство 50 обозначен стрелками на фиг. 5А, 5В и 5С. В процессе работы пар и жидкость, выходящие из первого, или верхнего, слоя 2 катализатора, текут сквозь впускное отверстие 54. Текучие среды затем совершают поворот на 90°. Холодная охлаждающая текучая среда инжектируется сквозь распределитель 60 охлаждающей текучей среды. После добавления холодной охлаждающей текучей среды весь технологический поток течет через тангенциальный впускной канал 56 в вихревую камеру 59 с большой скоростью и

с диспергированием жидкости на капли. Поток из тангенциального впускного канала 56 поступает в вихревую камеру 59 в почти тангенциальном направлении ($\alpha \approx 0^\circ$), и высокий момент потока используется для создания интенсивного вихревого потока в вихревой камере 59. После закручивания в вихревой камере 5
текучие среды вытекают сквозь выпускное отверстие 57. Жидкость, проходя сквозь выпускное отверстие 57, все еще имеет значительную угловую скорость. Указанная угловая скорость улучшает распределение жидкости по донной распределительной тарелке 12. Отбойник 58 обеспечивает выход текучих сред из смесителя наружу в радиальном направлении. Отбойник 58 не позволяет
10 смесителю выбрасывать высокоскоростную струю прямо на донную распределительную тарелку 12. Такая струя возмутила бы зеркало жидкости на донной распределительной тарелке 12 и увлекла бы жидкость за собой. Кроме того, отбойник 58 улучшает распределение жидкости по поперечному сечению реактора перед тем, как текучие среды попадают на донную распределительную
15 тарелку 12.

Отбойники 39, 58 показаны в виде сплошной пластины на фиг. 4В и 5В, соответственно. Отбойник может быть любой формы, например, круглой, эллиптической, прямоугольной, многоугольной и т.д. Отбойник не обязательно
20 должен быть плоским; можно использовать и неплоский отбойник. Отбойник может быть снабжен перфорацией, прорезями, трубками и/или переливными перегородками для грубого распределения жидкости по донной распределительной тарелке 12, при условии, что отбойник эффективно тормозит высокую скорость текучих сред, выходящих из смесителя. Вогнутый отбойник
25 часто может уменьшить требуемую высоту между смешивающим устройством 8 и донной распределительной тарелкой 12 с фиг. 1В. Причина этого в том, что для этой высоты между смешивающим устройством 8 и донной распределительной тарелкой 12 вогнутый отбойник может обеспечить увеличенную площадь для направленного наружу радиального потока ниже кромки выпускного отверстия и,
30 в то же время, увеличенную площадь для направленного внутрь радиального потока ниже кромки отбойника. Большие площади потока требуются на указанных участках для минимизации различий давления в объеме пара над донной распределительной тарелкой 12 и для обеспечения разделения пара и жидкости на донной распределительной тарелке 12.

Тангенциальные впускные каналы 36 на фиг. 4С и 56 на фиг. 5С изображены прямоугольными. Однако, указанные тангенциальные впускные каналы могут быть самых разных форм, например, эллиптическими, круглыми, прямоугольными, треугольными, многоугольными и так далее. Также тангенциальный впускной канал не обязательно должен заполнять всю высоту между верхней пластиной 31, 51 и донной пластиной 32, 52.

Пример соответствующего настоящему изобретению смесителя, в котором тангенциальные впускные каналы не заполняют всю высоту между верхней пластиной и донной пластиной, представлен на фиг. 6А, 6В и 6С. Фиг. 6А представляет собой вид сверху смешивающего устройства 70. Фиг. 6В представляет собой сечение по линии А-А с фиг. 6А, и фиг. 6С представляет собой сечение по линии В-В на фиг. 6А. Смешивающее устройство 70 содержит горизонтальную круглую верхнюю стенку 71, горизонтальную круглую донную стенку 72 и вертикальную цилиндрическую боковую стенку 73. Вертикальная цилиндрическая боковая стенка 73 предпочтительно образована секцией стенки 14 реактора для максимизации диаметра вихревой камеры 82, ограниченной верхней стенкой 71, донной стенкой 72 и боковой стенкой 73. Верхняя стенка 71 снабжена четырьмя впускными отверстиями 74. Внутри смешивающего устройства 70 расположены изогнутые стенки 75, нижние стенки 76 и наклонные стенки 77, образуя четыре тангенциальных впускных канала 78. Донная стенка 72 снабжена центральным выпускным отверстием 79 и вертикальной цилиндрической переливной перегородкой 80. Под выпускным отверстием 79 расположен вогнутый и перфорированный отбойник 81.

Заданный поток через устройство 70 обозначен стрелками на фиг. 6А, 6В и 6С. В процессе работы, пар и жидкость, выходящие из первого, или верхнего, слоя 2 катализатора, текут через впускные отверстия 74. Указанные текучие среды затем совершают поворот на 90° и проходят через тангенциальные впускные каналы 78 в вихревую камеру 82. Холодная охлаждающая текучая среда может быть добавлена между первым, или верхним, слоем 2 катализатора и впускными отверстиями 74. Скорость потока в тангенциальных впускных каналах 78 высока, и жидкость диспергируется в пар. Из тангенциальных впускных каналов 78 поток

поступает в вихревую камеру 82 в строго (или почти строго) тангенциальном направлении ($\alpha=0^\circ$), и высокий момент потока используется для создания интенсивного вихревого потока в вихревой камере 82, в которой потоки из тангенциальных впускных каналов 78 эффективно смешиваются друг с другом.

- 5 После закручивания в вихревой камере 82 текучие среды переливаются через переливную перегородку 80 и стекают вниз сквозь выпускное отверстие 79. Жидкость, проходя сквозь выпускное отверстие 79, все еще имеет значительную угловую скорость. Указанная угловая скорость улучшает распределение жидкости по донной распределительной тарелке 12. Отбойник 81 обеспечивает
- 10 выход текучих сред из смесителя 70 наружу в радиальном направлении. Отбойник 81 не позволяет смесителю 70 выбрасывать высокоскоростную струю прямо в донную распределительную тарелку 12. Такая струя возмутила бы зеркало жидкости на донной распределительной тарелке 12 и увлекла бы жидкость за собой. Кроме того, отбойник 81 улучшает распределение жидкости
- 15 по поперечному сечению реактора перед тем, как текучие среды попадают на донную распределительную тарелку 12.

- Обратимся вновь к фиг. 1А и 1В. Система поддержки катализатора содержит сетку 6 катализатора и опорные балки 7. Система поддержки катализатора и
- 20 смешивающее устройство 8 показаны как отдельные конструкции. Однако смешивающее устройство 8 настоящего изобретения может быть выполнено встроенным в систему 6, 7 поддержки катализатора.

- Смесительная камера сама по себе, как правило, требует опорных балок или
- 25 других конструкций для восприятия сил, вызванных перепадом давлений на смесительной камере. Указанные опорные балки или конструкции не показаны ни на одной из фигур, но могут быть расположены над или под смесительной камерой, или они могут быть встроены в смесительную камеру и направляющие поток перегородки.

30

Для любого из вариантов осуществления настоящего изобретения могут быть предусмотрены сливные отверстия малой пропускной способности.

Металлические пластины, которые используются для изготовления смесителей 30, 50 и 70, могут быть цельными, но они, как правило, собираются из нескольких пластинчатых секций для обеспечения прохождения указанных частей через впускной патрубков 4. Как правило, смеситель содержит несколько съемных секций для облегчения доступа в процессе осмотра и операций очистки, а также для обеспечения доступа персонала через смесительную камеру 30, 50 и 70.

Смесительные камеры 30, 50 и 70 обычно близки к горизонтальным, то есть общий наклон смесительных камер от одной стороны реактора 1 до другой мал. Диаметр смесительных камер 30, 50 и 70 обычно составляет от 50% до 100% внутреннего диаметра реактора 1, предпочтительно – как можно больше, и предпочтительно – 100%. Общую площадь поперечного сечения тангенциальных впускных каналов выбирают так, чтобы получить поверхностную скорость потока пара, превосходящую $V_v^{Dispersed}$, определенную выше в выражении (а). Угол α между направлением потока во впускном отверстии и тангенциальным направлением обычно менее 25° , и предпочтительно близок к 0° . Отношение впускного диаметра к диаметру выпускного отверстия D_i/D_o обычно больше 2, и предпочтительно больше 3. Высоту H_s вихревой камеры выбирают так, чтобы получить в среднем по меньшей мере один полный оборот текущей среды в вихревой камере (360°), и предпочтительно в среднем по меньшей мере 1,5 оборота текущей среды (540°). Высота H_s вихревой камеры может варьироваться от менее 100 мм для реакторов малых диаметров до более 500 мм для реакторов больших диаметров.

ФОРМУЛА ИЗОБРЕТЕНИЯ

1. Способ смешивания пара и жидкости, совместно текущих в каталитическом реакторе между верхним слоем катализатора и нижним слоем катализатора
5 реактора, причем указанный способ содержит следующие этапы:
обеспечивают наличие вихревой камеры, содержащей верхнюю стенку, боковую стенку и донную стенку с выпускным отверстием; и
обеспечивают наличие одного или более тангенциальных впускных каналов для поступления указанных пара и жидкости в указанную вихревую камеру;
10 проводят указанные пар и жидкость из пространства над указанной вихревой камерой через указанный один или более тангенциальный впускной канал или каналы и внутрь указанной вихревой камеры на участке рядом с указанной боковой стенкой в направлении, близком к направлению вихревого потока текущих сред внутри вихревой камеры возле указанного тангенциального
15 впускного канала или каналов;
обеспечивают возможность вращения указанных пара и жидкости вокруг указанного выпускного отверстия в течение достаточного времени выдержки внутри указанной вихревой камеры; и
отводят указанные пар и жидкость из указанной вихревой камеры через
20 указанное выпускное отверстие в пространство под указанной вихревой камерой.
2. Способ по п. 1, в котором указанная боковая стенка и указанные тангенциальные впускные каналы расположены рядом с наружной стенкой указанного каталитического реактора для максимизации расстояния от
25 указанного тангенциального впускного канала до указанного выпускного отверстия с целью увеличения количества оборотов текучей среды в указанной вихревой камере.
3. Способ по п. 1 или 2, в котором указанная боковая стенка является секцией
30 наружной стенки указанного каталитического реактора и указанный тангенциальный впускной канал или каналы расположен возле указанной наружной стенки указанного каталитического реактора для увеличения количества оборотов текучей среды в указанной вихревой камере.

4. Способ по любому из п.п. 1–3, в котором угол между вектором скорости потока в указанном тангенциальном впускном канале (каналах) и указанным направлением вихревого потока текучих сред внутри вихревой камеры возле тангенциального впускного канала (каналов) определен как α , причем $\alpha < 25^\circ$,
 5 предпочтительно $\alpha < 15^\circ$, более предпочтительно $\alpha < 10^\circ$, и еще более предпочтительно $\alpha < 5^\circ$.

5. Способ по любому из п.п. 1–4, в котором указанный тангенциальный впускной канал (каналы) имеет такое отношение площади проходного сечения к расходу
 10 указанного пара, что поверхностная скорость течения пара в тангенциальном впускном канале (каналах) превосходит $V_v^{Dispersed}$, определенную в уравнении (а):

$$(a) V_v^{Dispersed} = 1.08 \frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

15 в течение по меньшей мере одной фазы работы указанного реактора, для диспергирования жидкости в паре и/или пара в жидкости и для ввода интенсивного вихревого потока внутрь указанной вихревой камеры.

6. Способ по любому из п.п. 1–5, в котором указанная вихревая камера выполнена с размерами, обеспечивающими возможность поворота указанных пара и жидкости по меньшей мере на 360° в среднем вокруг указанного
 20 выпускного отверстия перед выходом указанных пара и жидкости из указанной вихревой камеры сквозь указанное выпускное отверстие для смешивания друг с другом пара и жидкости, поступающих в указанную вихревую камеру через разные тангенциальные впускные каналы, и в котором предпочтительно указанная вихревая камера выполнена с размерами, обеспечивающими
 25 возможность поворота указанных пара и жидкости по меньшей мере на 540° .

7. Способ по любому из п.п. 1–6, в котором к кромке указанного выпускного отверстия прикреплена по существу вертикальная переливная перегородка, которая проходит вверх внутрь указанной вихревой камеры.

8. Способ по любому из п.п. 1–7, в котором указанная верхняя стенка и указанная донная стенка являются по существу горизонтальными, и указанная боковая стенка является по существу вертикальной.

5 9. Способ по любому из п.п. 1–8, в котором под указанным выпускным отверстием расположен отбойник для торможения высокоскоростного потока пара и жидкости, выходящего из указанной вихревой камеры сквозь указанное выпускное отверстие, и в котором предпочтительно указанный отбойник снабжен перфорацией, прорезями, трубками и/или переливными перегородками для
10 улучшения грубого распределения жидкости к тарелке заключительного распределения, и в котором более предпочтительно указанный отбойник альтернативно выполнен вогнутым для увеличения площади для направленного наружу радиального потока указанных пара и жидкости ниже кромки указанного выпускного отверстия и для увеличения площади для направленного внутрь
15 радиального потока указанных пара и жидкости ниже кромки указанного отбойника.

10. Смешивающее устройство, предназначенное для использования в каталитическом реакторе и расположенное между верхним слоем катализатора и
20 нижним слоем катализатора реактора для смешивания пара и жидкости, совместно текущих внутри указанного реактора сквозь указанные расположенные друг над другом слои катализатора, причем указанное смешивающее устройство содержит:

вихревую камеру, содержащую верхнюю стенку, боковую стенку и донную стенку;
25 один или более проход для пропускания потока указанных пара и жидкости, совместно текущих в указанном реакторе, из пространства над указанной вихревой камерой в указанную вихревую камеру; и

один или более тангенциальных впускных каналов, расположенных в указанных проходах для высокоскоростного инжектирования указанных пара и жидкости в
30 указанную вихревую камеру; причем указанный тангенциальный впускной канал или каналы имеет такое отношение площади проходного сечения к расходу указанного пара, что поверхностная скорость течения пара в указанном

тангенциальном впускном канале (каналах) превосходит $V_v^{Dispersed}$, определенную в уравнении (а):

$$(a) V_v^{Dispersed} = 1.08 \frac{m}{s} \times \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}$$

- 5 в течение по меньшей мере одной фазы работы указанного реактора, для диспергирования жидкости в паре и/или пара в жидкости и для ввода внутрь указанной вихревой камеры интенсивного вихревого потока; при этом указанный тангенциальный впускной канал или каналы имеет такую ориентацию, что вектор скорости потока указанных инжектированных пара и жидкости по существу параллелен направлению потока текучих сред внутри вихревой камеры в точке
- 10 инжектирования указанных пара и жидкости; и выпускное отверстие в указанной донной стенке для пропускания потока указанных пара и жидкости, совместно текущих в указанном реакторе из указанной вихревой камеры в пространство под указанной вихревой камерой.
- 15 11. Смешивающее устройство по п. 10, в котором расстояние от центра указанного тангенциального впускного канала или каналов до центра указанного выпускного отверстия больше удвоенного расстояния от центра указанного выпускного отверстия до кромки указанного выпускного отверстия, и в котором предпочтительно расстояние от центра указанного тангенциального впускного
- 20 канала или каналов до центра указанного выпускного отверстия больше, чем увеличенное в два с половиной раза расстояние от центра указанного выпускного отверстия до кромки указанного выпускного отверстия, и в котором более предпочтительно расстояние от центра указанного тангенциального впускного канала или каналов до центра указанного выпускного отверстия больше
- 25 утроенного расстояния от центра указанного выпускного отверстия до кромки указанного выпускного отверстия.
- 30 12. Смешивающее устройство по п. 10 или 11, в котором угол между указанным вектором скорости потока в указанном тангенциальном впускном канале или каналах и указанным направлением потока текучих сред внутри вихревой камеры определен как α , причем $\alpha < 25^\circ$, и в котором предпочтительно угол между указанным вектором скорости потока в указанном тангенциальном впускном

канале или каналах и указанным направлением потока текучих сред внутри вихревой камеры определен как α , причем $\alpha < 15^\circ$, и в котором более предпочтительно угол между указанным вектором скорости потока в указанном тангенциальном впускном канале или каналах и указанным направлением потока текучих сред внутри вихревой камеры определен как α , причем $\alpha < 10^\circ$, и в котором еще более предпочтительно угол между указанным вектором скорости потока в указанном тангенциальном впускном канале или каналах и указанным направлением потока текучих сред внутри вихревой камеры определен как α , причем $\alpha < 5^\circ$.

10

13. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10–12, в котором к кромке указанного выпускного отверстия прикреплена по существу вертикальная переливная перегородка, проходящая вверх внутрь указанной вихревой камеры.

15

14. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10–13, в котором указанная верхняя стенка и указанная донная стенка являются по существу горизонтальными, и указанная боковая стенка является по существу вертикальной.

20

15. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10–14, в котором указанное выпускное отверстие является круглым.

16. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10–15, в котором указанная верхняя стенка и указанная донная стенка являются круглыми.

25

17. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10–16, в котором указанная боковая стенка является цилиндрической.

30

18. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10–17, в котором указанная боковая стенка является секцией наружной стенки указанного реактора.

19. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10–18, в котором указанный тангенциальный впускной канал или каналы расположен на окружности диаметра D_i , и указанное круглое выпускное отверстие имеет диаметр D_o , причем

отношение D_i/D_o больше 2, и предпочтительно тангенциальный впускной канал или каналы расположен на окружности диаметра D_i , и круглое выпускное отверстие имеет диаметр D_o , причем отношение D_i/D_o больше 2,5, и в котором более предпочтительно тангенциальный впускной канал или каналы расположен на окружности диаметра D_i , и круглое выпускное отверстие имеет диаметр D_o , причем отношение D_i/D_o больше 3.

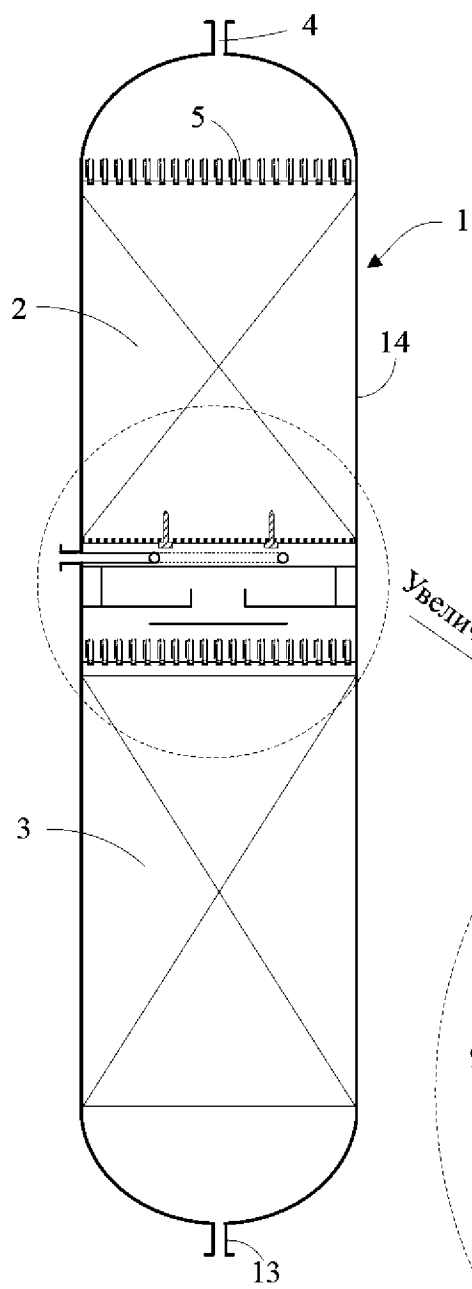
20. Смешивающее устройство по п. 16, в котором под указанным выпускным отверстием предусмотрен отбойник для торможения высокоскоростного потока, выходящего из указанного смесителя, причем указанный отбойник предпочтительно снабжен перфорацией, прорезями, трубками и/или переливными перегородками для улучшения грубого распределения жидкости к тарелке заключительного распределения, при этом указанный отбойник более предпочтительно или альтернативно выполнен вогнутым для увеличения площади для направленного наружу радиального потока указанных пара и жидкости ниже кромки указанного выпускного отверстия и для увеличения площади для направленного внутрь радиального течения указанных пара и жидкости ниже кромки указанного отбойника.

21. Смешивающее устройство по любому из п.п. 10-20, в котором указанный каталитический реактор представляет собой вертикальный реактор гидрообработки с совместным течением вниз потока пара и жидкости, в котором углеводороды вступают в реакцию с газом, обогащенным водородом, в присутствии катализатора гидрообработки.

22. Способ смешивания пара и жидкости, совместно текущих в каталитическом реакторе между верхним слоем катализатора и нижним слоем катализатора реактора, по существу представляющий собой способ, раскрытый в настоящем документе.

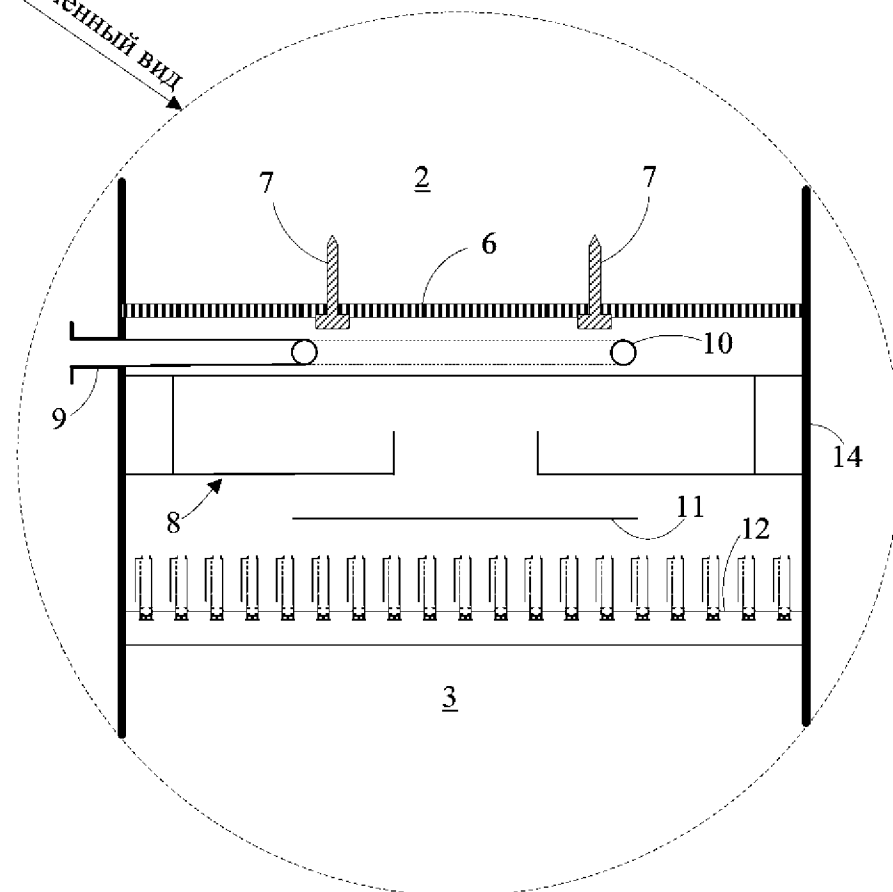
23. Смешивающее устройство, предназначенное для использования в каталитическом реакторе для смешивания пара и жидкости, совместно текущих внутри указанного реактора, причем указанное смешивающее устройство по существу является таким, как раскрыто в настоящем документе.

35

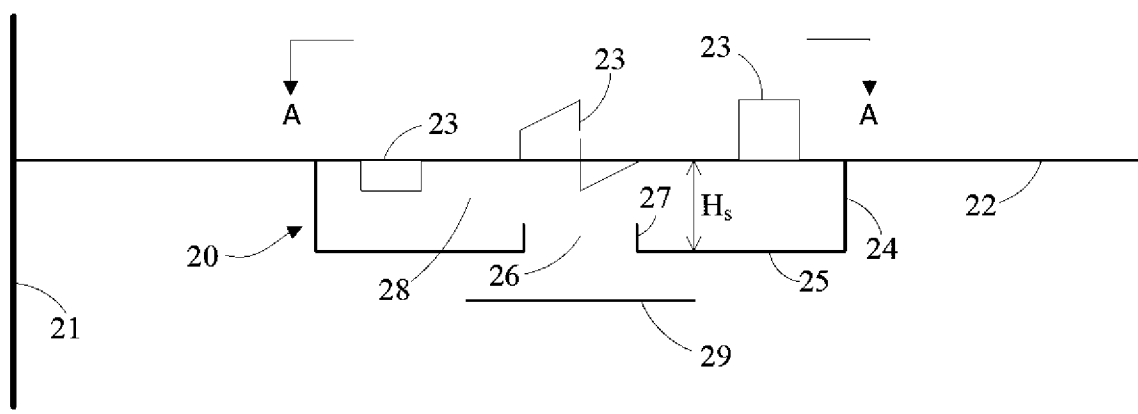


ФИГ. 1А

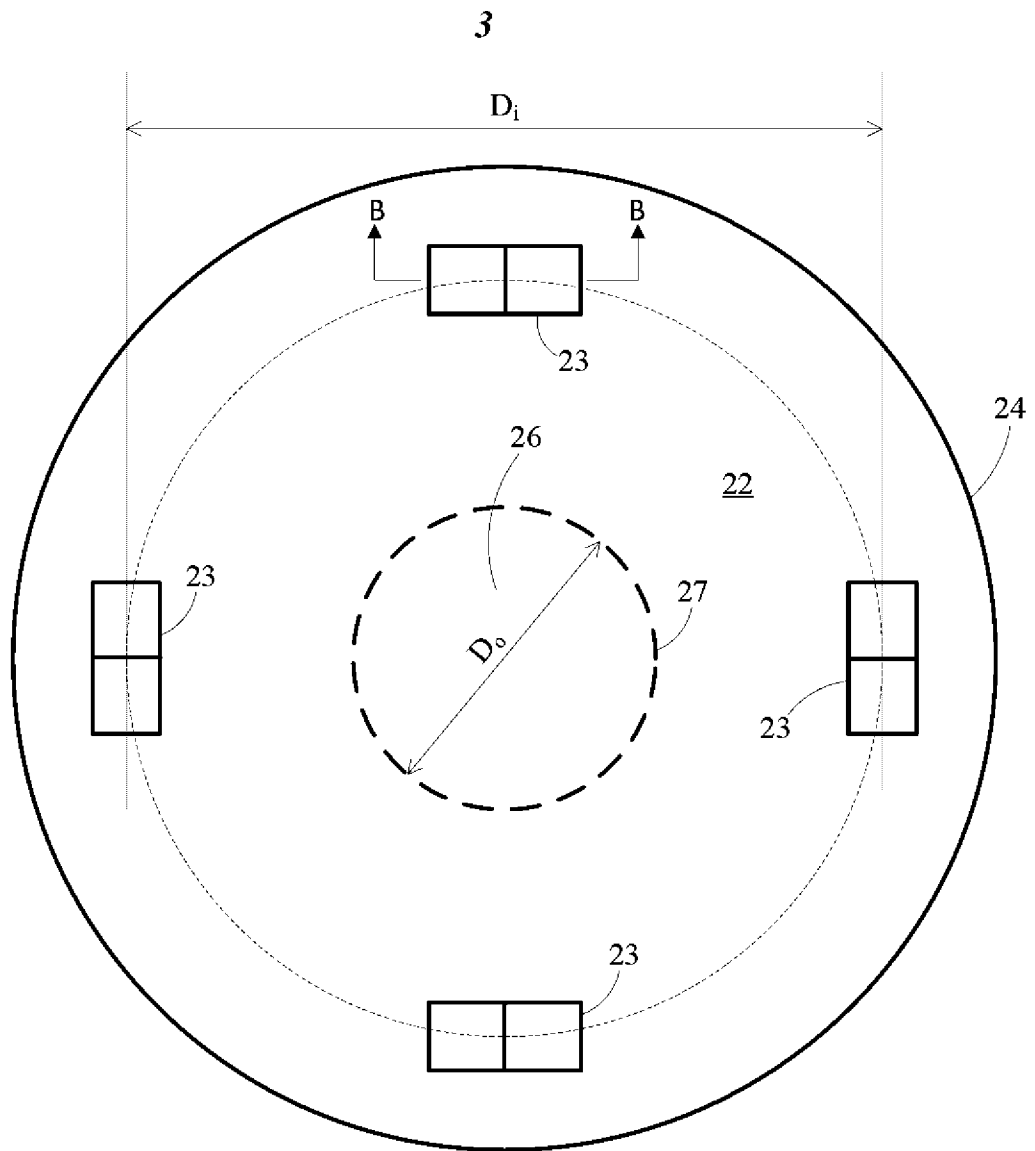
Увеличенный вид



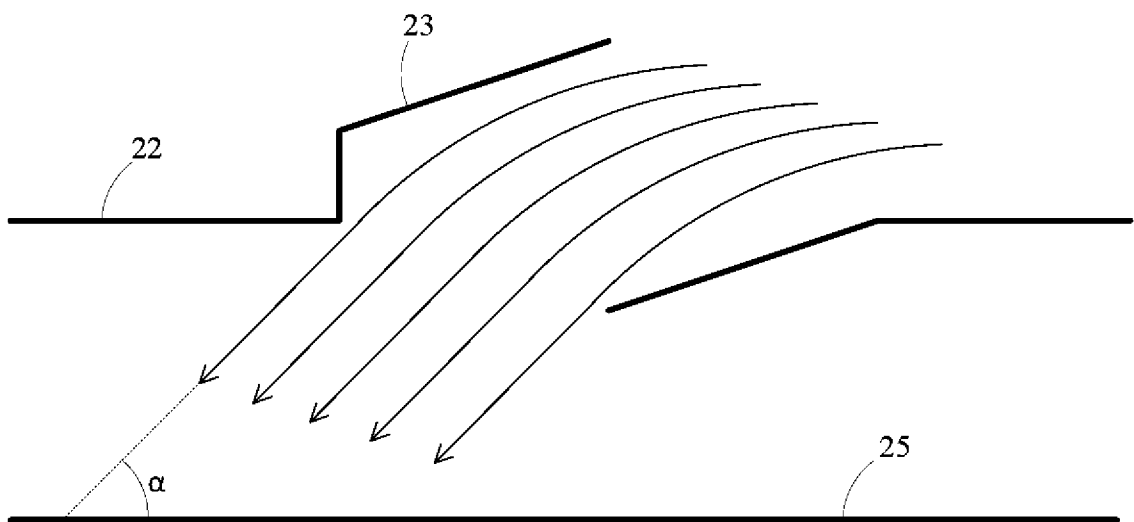
ФИГ. 1В



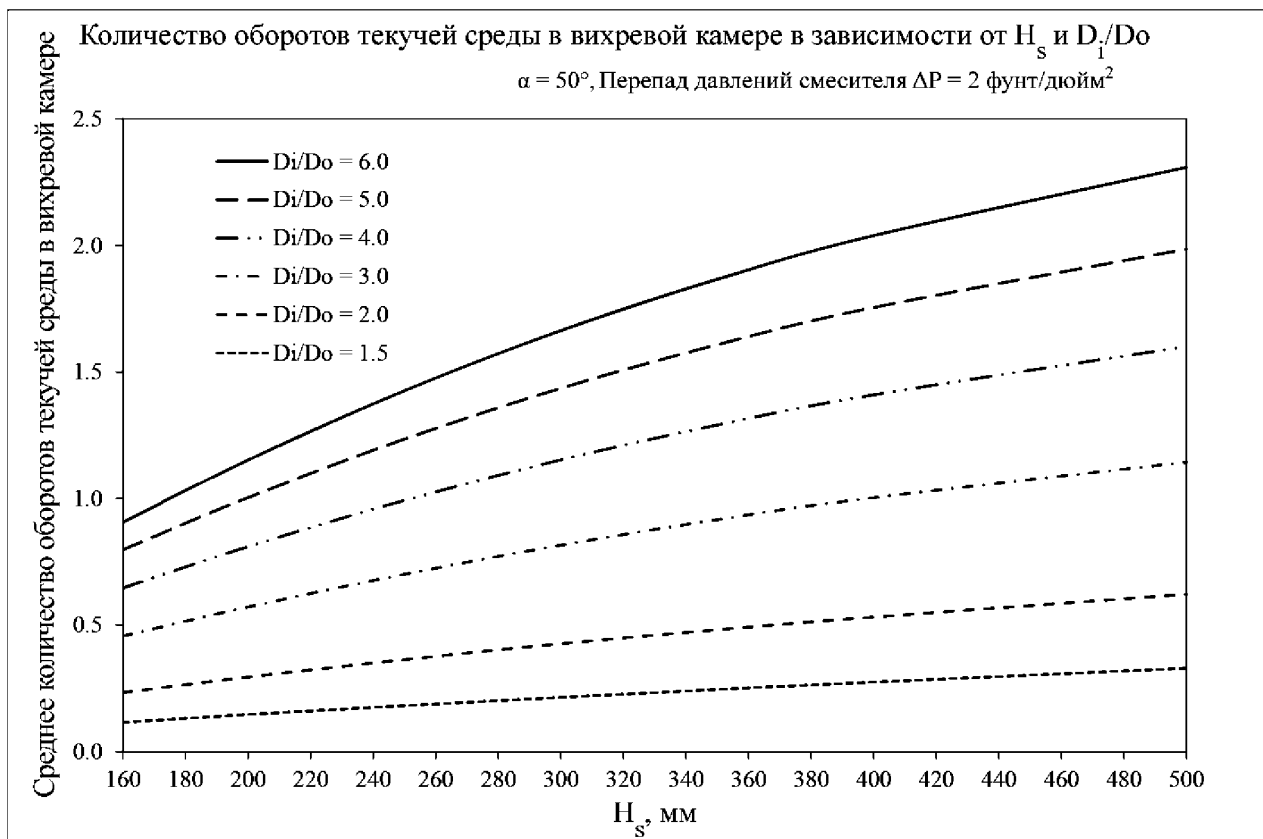
ФИГ. 2А
Уровень техники



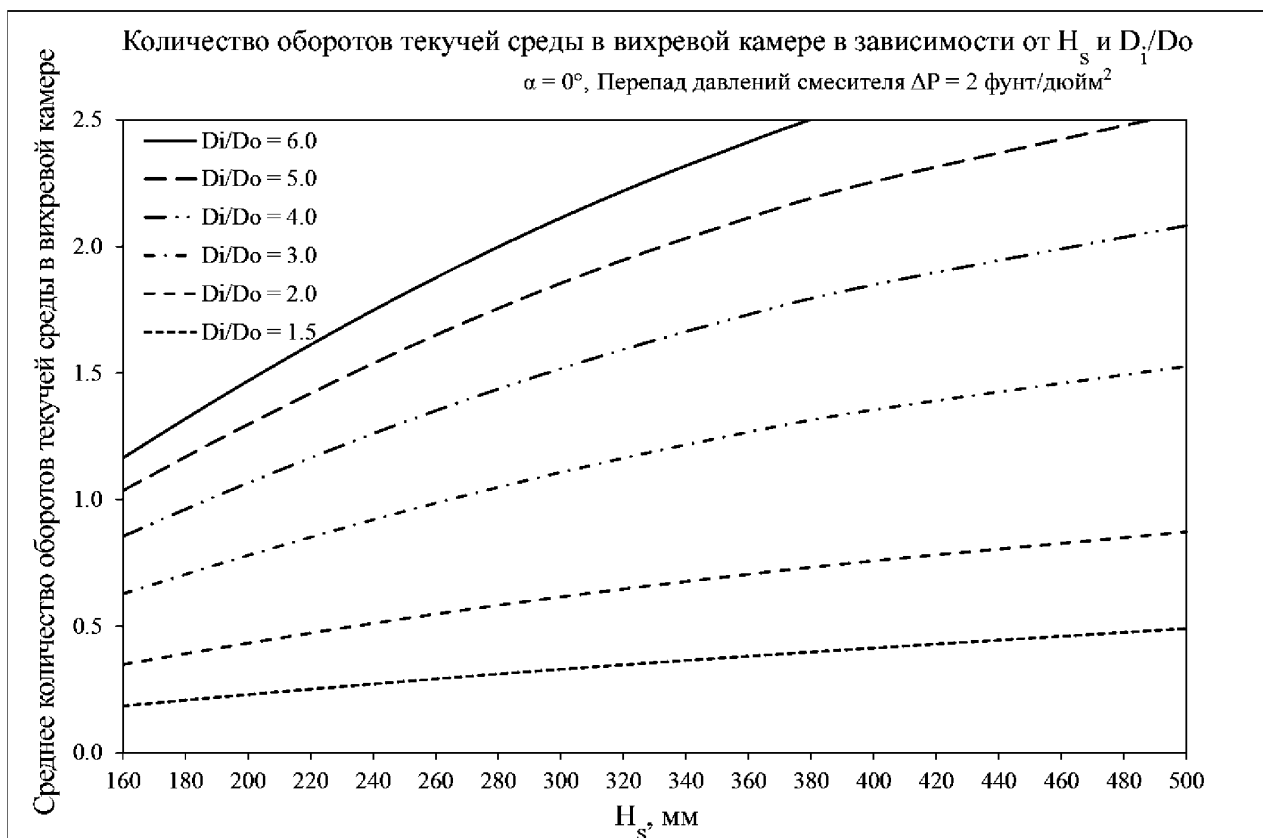
ФИГ. 2В
Уровень техники, вид А-А



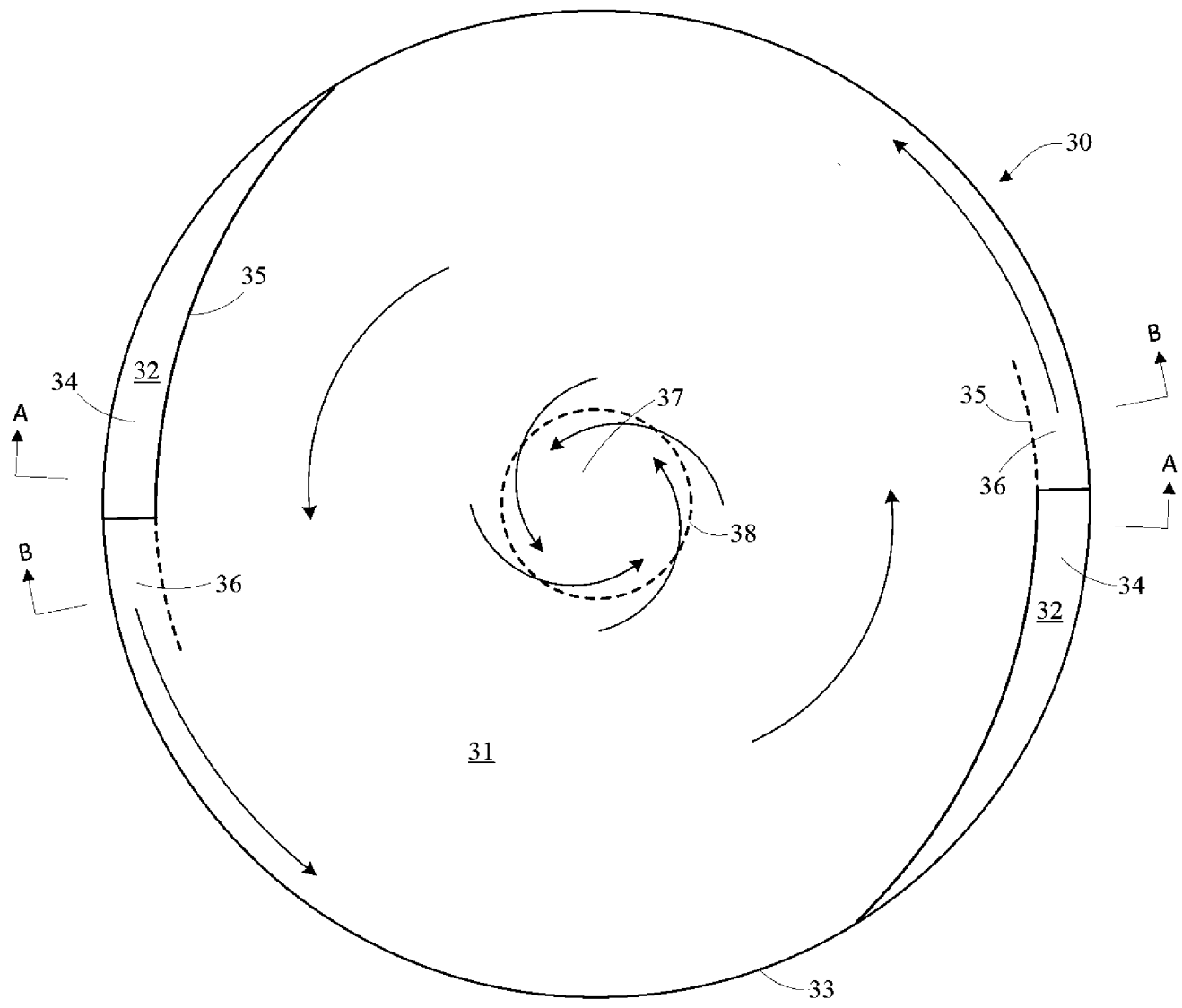
ФИГ. 2С
Уровень техники, сечение В-В



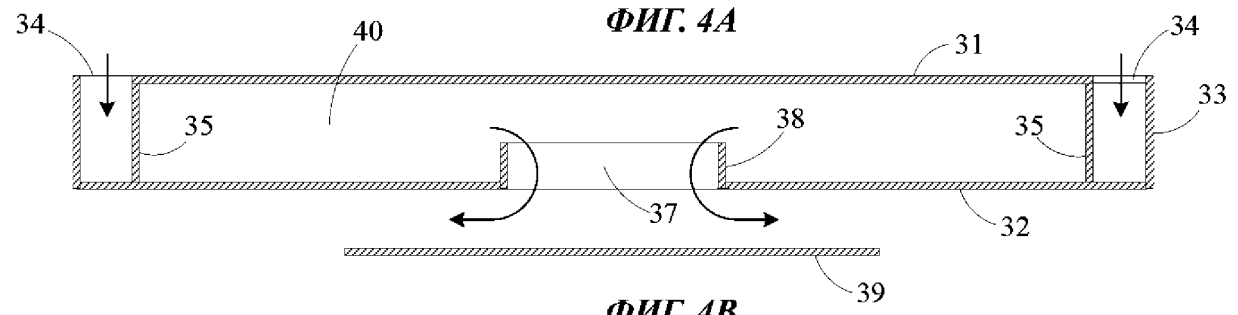
ФИГ. 3А



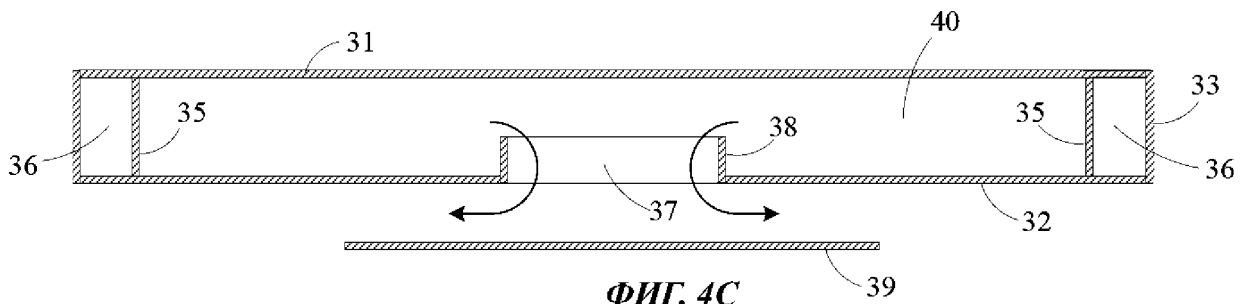
ФИГ. 3В



ФИГ. 4А

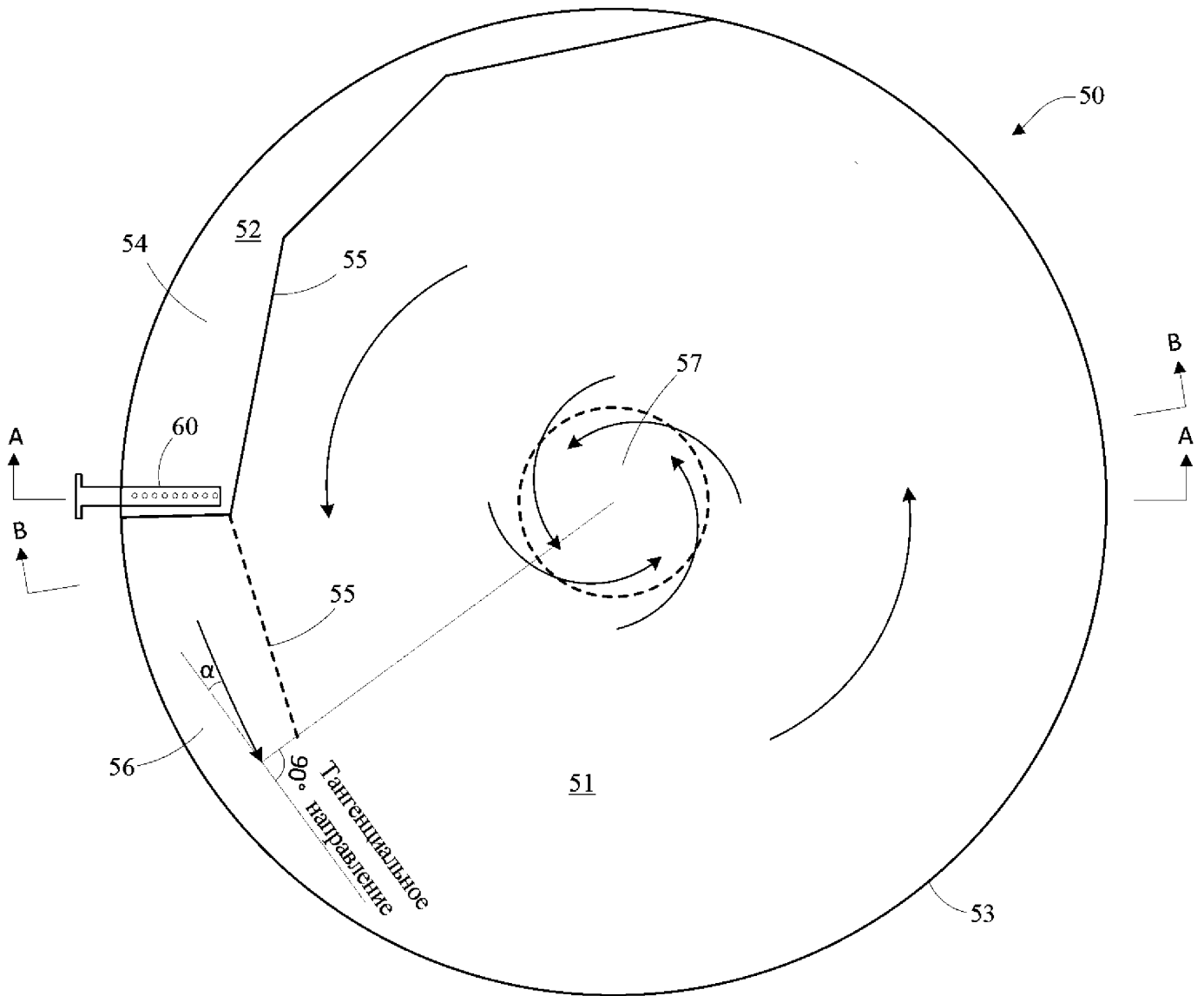


ФИГ. 4В
Сечение А-А

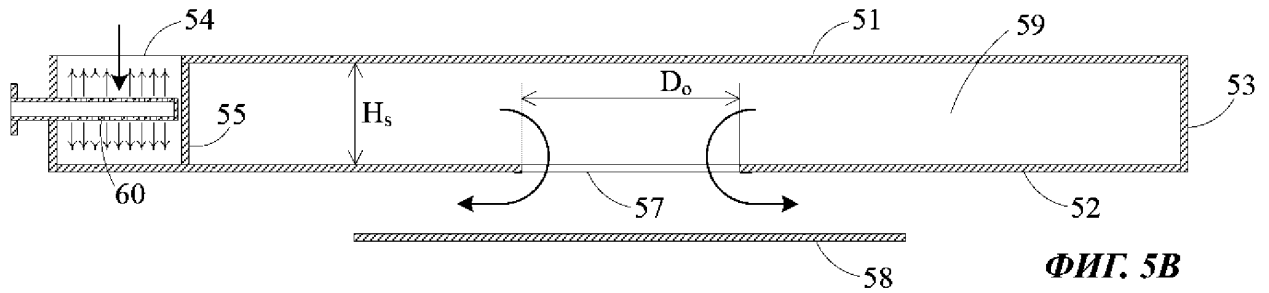


ФИГ. 4С
Сечение В-В

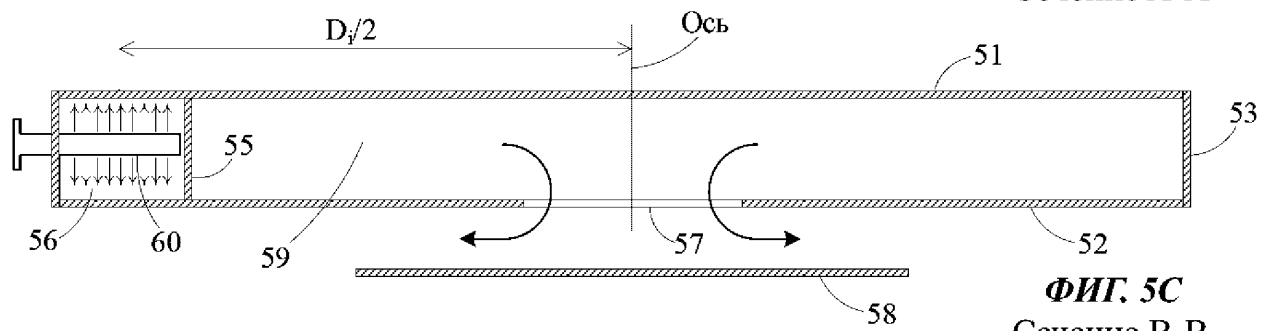
6



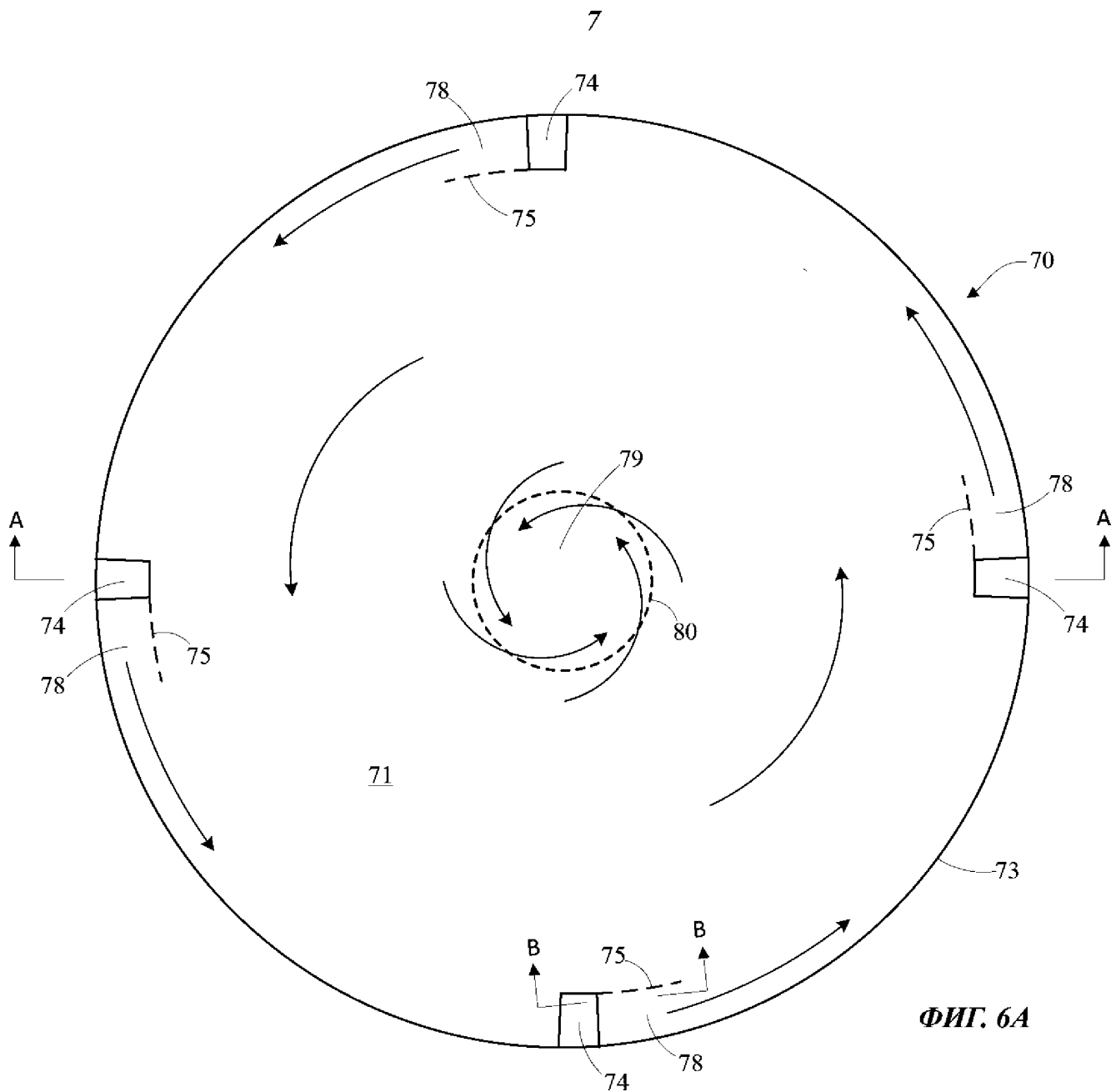
ФИГ. 5А



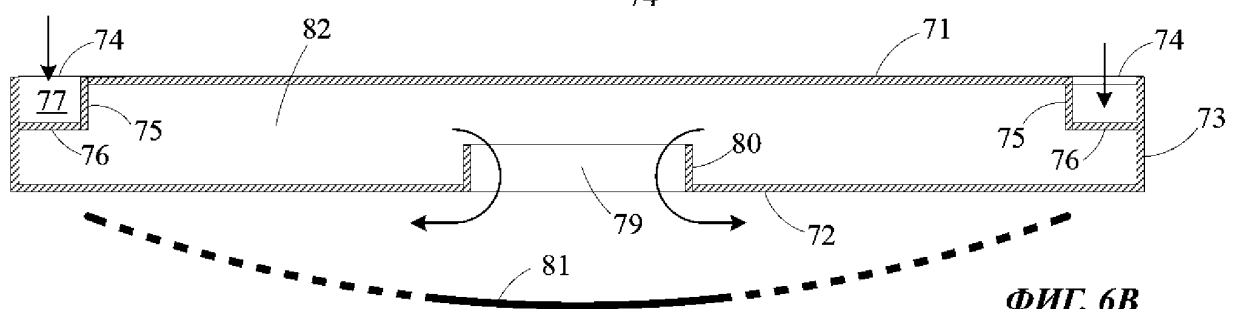
ФИГ. 5В
Сечение А-А



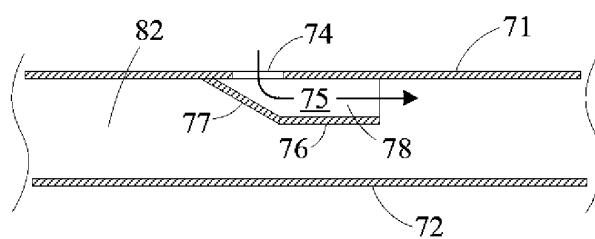
ФИГ. 5С
Сечение В-В



ФИГ. 6А



ФИГ. 6В
Сечение А-А



ФИГ. 6С
Сечение В-В


ЕВРАЗИЙСКОЕ ПАТЕНТНОЕ ВЕДОМСТВО

20.06.2014

ОТЧЕТ О ПАТЕНТНОМ
ПОИСКЕ

(статья 15(3) ЕАПК и правило 42)

Номер евразийской заявки:
201490298

Дата подачи: 17 февраля 2014 (17.02.2014)		Дата испрашиваемого приоритета: 19 февраля 2013 (19.02.2013)	
Название изобретения: Смешивающее устройство с тангенциальными впусками для емкостей с двухфазным потоком			
Заявитель: МОРТЕН МЮЛЛЕР ЛТД. АПС			
<input type="checkbox"/> Некоторые пункты формулы не подлежат поиску (см. раздел I дополнительного листа)			
<input type="checkbox"/> Единство изобретения не соблюдено (см. раздел II дополнительного листа)			
А. КЛАССИФИКАЦИЯ ПРЕДМЕТА ИЗОБРЕТЕНИЯ: B01J 8/04 (2006.01)			
Согласно Международной патентной классификации (МПК) или национальной классификации и МПК			
Б. ОБЛАСТЬ ПОИСКА:			
Минимум просмотренной документации (система классификации и индексы МПК) B01J 8/04, B01F 3/04, B01D 3/14			
Другая проверенная документация в той мере, в какой она включена в область поиска:			
В. ДОКУМЕНТЫ, СЧИТАЮЩИЕСЯ РЕЛЕВАНТНЫМИ			
Категория*	Ссылки на документы с указанием, где это возможно, релевантных частей		Относится к пункту №
X	RU 2401158 C2 (ХАЛЬДОР ТОПСЕЭ А/С) 10.10.2010, с. 6, строки 33-53, чертежи		22-23
Y			1-3, 6-9
A			4, 5, 10-21
Y	RU 2153927 C2 (ШЕВРОН Ю.ЭС.ЭЙ. ИНК.) 10.08.2000, с. 5, левая кол., строки 6-13, фиг. 3		1-3, 6-9
A			4, 5, 10-21
Y	US 2010/0276821 A1 (AMT INTERNATIONAL, INC. et al.) 04.11.2010, пар. [0028], фиг. 2а, 2б		2, 3
Y	US 2002/0039547 A1 (FLUOR CORPORATION) 04.04.2002, пар. [0114], чертежи		9
<input type="checkbox"/> последующие документы указаны в продолжении графы В		<input type="checkbox"/> данные о патентах-аналогах указаны в приложении	
* Особые категории ссылочных документов:		"Т" более поздний документ, опубликованный после даты приоритета и приведенный для понимания изобретения	
"А" документ, определяющий общий уровень техники		"Х" документ, имеющий наиболее близкое отношение к предмету поиска, порочащий новизну или изобретательский уровень, взятый в отдельности	
"Е" более ранний документ, но опубликованный на дату подачи евразийской заявки или после нее		"У" документ, имеющий наиболее близкое отношение к предмету поиска, порочащий изобретательский уровень в сочетании с другими документами той же категории	
"О" документ, относящийся к устному раскрытию, экспонированию и т.д.		"&" документ, являющийся патентом-аналогом	
"Р" документ, опубликованный до даты подачи евразийской заявки, но после даты испрашиваемого приоритета		"L" документ, приведенный в других целях	
"D" документ, приведенный в евразийской заявке			
Дата действительного завершения патентного поиска:		17 июня 2014 (17.06.2014)	
Наименование и адрес Международного поискового органа: Федеральный институт промышленной собственности РФ, 123995, Москва, Г-59, ГСП-5, Бережковская наб., д. 30-1. Факс: (499) 243-3337, телетайп: 114818 ПОДАЧА		Уполномоченное лицо :  Т. А. Леднева Телефон № (499) 240-25-91	