

Изобретение относится к способам получения карбамида из аммиака и диоксида углерода.

Известны способы получения карбамида взаимодействия аммиака и диоксида углерода при повышенных температурах и давлениях с образованием потоков газа синтеза карбамида, содержащего карбамид, воду, карбамат аммония, аммиак и диоксид углерода, разложением карбамата аммония в потоках плава синтеза карбамида при подводе тепла на нескольких ступенях при понижении давления с образованием концентрированного карбамида и газовых потоков не конвертированных в карбамид аммиака и диоксида углерода, абсорбцией газовых потоков водными абсорбентами с образованием водного раствора углеаммонийных солей (УАС), рециркулируемого на стадию образования плава синтеза карбамида [1, 2].

Известно также, что экономическая целесообразность промышленной реализации известных способов получения карбамида в значительной мере определяется удельными затратами теплоты (в виде пара), потребляемой из внешних источников в процессе производства карбамида, в первую очередь, для обработки плава синтеза карбамида.

При производстве приллированного карбамида пар затрачивается в следующих процессах:

- разложение карбамата аммония и отгон из плава карбамида неконвертированных реагентов;
- концентрирование карбамида;
- создание вакуума при концентрировании карбамида;

– очистка конденсата сокового пара, полученного при концентрировании карбамида, от аммиака, диоксида углерода и карбамида на установке очистки сточных вод.

Очевидно, что затраты теплоты из внешних источников могут быть значительно сокращены за счет использования теплоты, выделяющейся в процессе.

Рассмотрим известные способы с точки зрения удельных (в расчете на 1 тонну карбамида) затрат теплоты.

В способе [1] относительно высокая степень превращения диоксида углерода в карбамид (X) приводит к относительно небольшому удельному количеству неконвертированных реагентов, подлежащих разложению и отгону из плава, но удельные затраты теплоты достаточно велики, поскольку не используется теплота, выделяющаяся в процессе.

В способах [2, 3] обработку плава синтеза карбамида на первой ступени осуществляют при давлении стадии синтеза в токе диоксида углерода [2] или в токе отгоняемого избыточного аммиака [3]. Вследствие этого значительно снижается количество неконвертированных реагентов и воды, возвращаемых со стадии обработки плава синтеза карбамида при низком давлении на стадию синтеза, и уменьшается соотношение между водой и исходными реагентами на стадии синтеза, что увеличивает степень превращения. Благодаря этому, а также за счет использования теплоты образования карбамата аммония из газов, отогнанных на первой ступени обработки плава, для выработки пара, используемого на технологические нужды, значительно снижается его потребление из внешних источников.

Способы [1, 2, 3] характеризуются показателями, приведенными в таблице 1.

Таблица 1

Показатель	Способ		
	[1]	[2]	[3]
Отношение аммиака к диоксиду углерода (L), моль/моль	3,6	2,9	3,6
Отношение воды к диоксиду углерода (W), моль/моль	0,7	0,4	0,7
Степень превращения (X), %	63	50	60
Количество отгоняемых из плава веществ, т/т карбамида			
– карбамат аммония	0,764	1,084	0,887
– избыточный аммиак	0,719	0,508	0,765
– вода	0,633	0,573	0,645
Удельные затраты теплоты в процессе, Гкал/т карбамида	1,035	0,990	0,990
Наличие избыточной теплоты на стадии синтеза карбамида и теплоты, полученной при конденсации газовых потоков, отогнанных из плава карбамида, Гкал/т карбамида	0,118	0,566	0,500
Потребность в затратах теплоты из внешних источников, Гкал/т карбамида	0,917	0,424	0,490

Известны также способы получения карбамида взаимодействием аммиака и диоксида углерода в двух или трех зонах синтеза с передачей газовых и жидких потоков из одной зоны синтеза в другую, в которых повышают общую степень превращения диоксида углерода и снижают затраты теплоты на обработку плава карбамида из внешних источников в сравнении с известными способами получения карбамида в одной зоне синтеза [4, 5]. Однако по удельным затратам теплоты из внешних источников эти способы не всегда имеют преимущество по сравнению, например, со способом [2].

Показатели способов [4, 5] приведены в таблице 2.

Таблица 2

Показатель	Способ	
	[4]	[5] пример 1/2
Отношение аммиака к диоксиду углерода (L), моль/моль, на входе в реактор		
– первой зоны синтеза	4	4,5/4,5
– второй зоны синтеза	4,5	4,36/4,0
Отношение воды к диоксиду углерода (W), моль/моль, на входе в реактор		
– первой зоны синтеза	0,0	0,0/0,0
– второй зоны синтеза	1,04	1,0/1,2

Продолжение табл. 2

Показатель	Способ	
	[4]	[5] пример 1/2
Степень превращения (X), %		
– в реакторе первой зоны синтеза	74	80/80
– в реакторе второй зоны синтеза	64	64/62
– общая по двум зонам	69,2	76,8/76,4
Количество отгоняемых из плава веществ, т/т карбамида		
– карбамат аммония	0,586	0,308/0,322
– избыточный аммиак	0,580	0,470/0,476
– вода	0,535	0,385/0,408
Удельные затраты теплоты в процессе, Гкал/т карбамида	0,865	0,648/0,664
Наличие избыточной теплоты в процессе, Гкал/т карбамида	0,383	0,381/0,385
Потребность в затратах теплоты из внешних источников, Гкал/т карбамида	0,482	0,267/0,279

Наиболее близким к предложенному способу по технической сущности является известный способ получения карбамида [5] взаимодействием аммиака и диоксида углерода при повышенных температурах и давлениях в двух зонах синтеза, причем в первую зону подают свежие аммиак и диоксид углерода, а во вторую зону подают свежие аммиак и диоксид углерода, а также рециркулируемый водный раствор УАС, с образованием в обеих зонах синтеза плава карбамида, содержащего карбамид, воду, карбамат аммония, аммиак и диоксид углерода, разделением плава синтеза карбамида на жидкий плав и газовую фазу, разложением карбамата аммония в потоках жидкого плава при подводе тепла на нескольких ступенях при понижении давления с образованием концентрированного карбамида и газовых потоков, содержащих не конвертированные в карбамид аммиак и диоксид углерода, абсорбцией аммиака и диоксида углерода из газовых потоков водными абсорбентами с образованием водного раствора УАС, рециркулируемого во вторую зону синтеза.

В этом способе снижение тепловых затрат обеспечивается, в основном, за счет повышения средней по обеим зонам синтеза степени превращения диоксида углерода в карбамид. Это достигается путем проведения процессов синтеза при более высоких, чем обычно применяемые, температурах и давлениях, что оказывается возможным лишь при использовании дорогостоящих коррозионноустойчивых материалов (цирконий). Такое осуществление процесса возможно только при существенном увеличении капитальных затрат.

Для снижения энергетических затрат в процессе получения карбамида с использованием двух зон синтеза предложен способ получения карбамида взаимодействием аммиака и диоксида углерода при повышенных температурах и давлениях в двух зонах синтеза, причем в первую зону подают свежие аммиак и диоксид углерода, а во вторую зону подают свежие аммиак и диоксид углерода, а также рециркулируемый водный раствор углеаммонийных солей, с образованием в обеих зонах синтеза плава карбамида, содержащего карбамид, воду, карбамат аммония, аммиак и диоксид углерода, разделением плава синтеза карбамида на жидкий плав и газовую фазу, разложением карбамата аммония в потоках жидкого плава при подводе тепла на нескольких ступенях при понижении давления с образованием концентрированного карбамида и газовых потоков, содержащих не конвертированные в карбамид аммиак и диоксид углерода, абсорбцией аммиака и диоксида углерода из газовых потоков водными абсорбентами с образованием рециркулируемого водного раствора углеаммонийных солей, отличающийся тем, что обработку плава карбамида из первой и второй зон синтеза на первой ступени разложения карбамата аммония ведут одновременно в двух параллельно работающих системах разложения под давлением, равным давлению во второй зоне синтеза, для чего плава карбамида из второй зоны синтеза разделяют на два потока, причем первый, больший, поток плава направляют в первую систему разложения, где обработку ведут в токе газообразного диоксида углерода, а второй, меньший, поток плава совместно с плавом из первой зоны синтеза направляют во вторую систему разложения, где обработку ведут в токе отгоняемого газообразного аммиака, пос-

ле чего жидкие потоки из обеих систем разложения направляют на последующие ступени разложения с понижением давления от давления второй зоны синтеза до 0,15–0,4 МПа.

При этом жидкий поток из второй системы разложения направляют на промежуточную ступень разложения при давлении 1,6–2,2 МПа, осуществляемого в токе газов со стадии абсорбции аммиака и диоксида углерода из газового потока, выходящего из первой зоны синтеза. Жидкий поток после промежуточной ступени разложения подвергают окончательной обработке на последней ступени разложения при давлении 0,15–0,4 МПа совместно с жидким потоком из первой системы разложения.

Техническим результатом предложенного способа является уменьшение общего количества неконвертированных реагентов, которое приходится отделять из плава синтеза карбамида, что, в свою очередь, приводит к снижению энергозатрат на их отделение.

Многу установлено, что при осуществлении процесса согласно предложенному способу оказывается возможным использовать в способе синтеза карбамида в двух зонах такой эффективный процесс разложения карбамата аммония в плаве синтеза, как обработка плава в токе диоксида углерода. Использование этого процесса в предлагаемом способе позволяет сократить количество рециркулируемых реагентов и увеличить количество используемой избыточной теплоты процесса.

Предложенный способ получения карбамида в двух зонах, сочетающий совместную и раздельную обработку плава карбамида из обеих зон синтеза карбамида на нескольких ступенях давления, позволяет повысить эффективность процесса синтеза карбамида и снизить потребление теплоты в процессе из внешних источников.

При осуществлении предложенного способа предпочтительно во второй зоне синтеза, куда вводят рециркулируемые реагенты, поддерживать давление около 14 МПа и молярное соотношение между аммиаком и диоксидом углерода в пределах 2,8–3,0. В первой же зоне синтеза, куда подают только свежие аммиак и диоксид углерода, можно вести процесс либо при таких же параметрах, как во второй зоне, либо при более высоких давлении (например, до 19 МПа) и молярном соотношении (например, до 4,5).

Сущность процесса иллюстрируется приведенными ниже примерами и соответствующими им чертежами (фиг. 1, 2). На фиг. 1 изображена технологическая схема процесса по предложенному способу с проведением синтеза в первой зоне при более высоких давлении, температуре и избытке аммиака, чем во второй зоне, на фиг. 2 – схема процесса с проведением синтеза в обеих зонах при одинаковых параметрах.

В примерах приняты следующие обозначения:

А – аммиак,

ДУ – диоксид углерода,

К – карбамид,

В – вода,

И – инерты.

Количества реагентов даны в кг/ч. Карбамат аммония в составе жидких потоков условно показан в виде аммиака и диоксида углерода, соединением которых в молярном соотношении 2:1 он является.

Пример 1. В соответствии с фиг. 1 в первую зону синтеза карбамида, включающую конденсатор карбамата 1 и реактор 2, подают потоки 3 (А 33853) и 4 (ДУ 20862, И 766), поддерживая в этой зоне $L=4,2$, $W=0$. При этом в конденсатор карбамата 1 поступают потоки 5 (ДУ 14603, И 536) и 6 (А 16362), обеспечивающие поддержание в нем $L=2,9$, а в реактор 2 – потоки 7 (ДУ 6259, И 230) и 8 (А 17491). Избыток теплоты образования карбамата аммония в конденсаторе 1 (Q_1) используют для выработки технологического пара давлением 0,1–0,6 МПа.

Реакционная смесь из конденсатора карбамата 1, содержащая карбамат аммония, А, ДУ и И, поступает в реактор 2, где при температуре 190°C и давлении 19 МПа завершается процесс образования карбамата аммония и происходит его дегидратация с образованием плава карбамида, который разделяют на жидкий плав и газовую фазу.

Жидкий плав из реактора 2, содержащий К 22190, ДУ 4590, А 12907, В 6657 (поток 9), дросселируют до давления 14 МПа и направляют на первую ступень разложения КА и отгона неконвертированных реагентов, осуществляемых с подводом тепла при давлении второй зоны синтеза. Часть плава рециркулируют в конденсатор карбамата 1.

Газовую фазу из реактора 2, содержащую А 8371, И 766 (поток 10), направляют на стадию промывки и конденсации аммиака зоны обработки плава карбамида при давлении 1,6–2,2 МПа.

В реактор 11 второй зоны синтеза, работающий при давлении 14 МПа и температуре 183°C, из конденсатора карбамата 12 поступает реакционная смесь, содержащая ДУ 63816, А 71503, В 10443, И 1265 (поток 13). Из реактора 11 потоком 14 выводят жидкий плав карбамида, содержащий К 44381, ДУ 24716, А 40123, В 23313, и направляют его на первую ступень разложения, осуществляемого при давлении этой зоны синтеза. При этом поток 14 разделяют на два потока. Большой из них – поток 15, содержащий К 38212, ДУ 21280, А 34546, В 20072, – направляют в стриппер 16 первой ступени разложения, в котором при давлении, равном давлению второй зоны синтеза, осуществляют разложение карбамата аммония и отгон неконвертированных реагентов из плава карбамида в токе газообразного ДУ с подводом тепла.

Меньшую часть плава из реактора 11 – поток 17, содержащий К 6169, ДУ 3436, А 5577, В 3241, – объединяют с потоком 9 жидкого плава из реактора 2 и направляют потоком 18, содержащим К 28359, ДУ 8026, А 18484, В 9898, а разлагатель 19 первой ступени разложения, осуществляемого с подводом теплоты при давлении, равном давлению во второй зоне синтеза (14 МПа), в токе отгоняемого газообразного аммиака.

В стриппер 16 потоком 20 подают ДУ 25670 и И 1265.

Плав карбамида из разлагателя 19 (поток 21 – К 27205, ДУ 2998, А 6904, В 8687) направляют в колонну 22 второй ступени разложения, осуществляемого при давлении 1,6–2,2 МПа.

Газовый поток 23 из стриппера 16, содержащий ДУ 42175, А 30886, В 1766, И 1265, с температурой 187–190°C направляют в конденсатор карбамата 12. Туда же направляют газовый поток 24 неконвертированных реагентов, отогнанных из плава карбамида в разлагателе 19 (ДУ 5859, А 12243, В 871).

Плав карбамида из стриппера 16 (поток 25 – К 36657, ДУ 5394, А 4554, В 17848) направляют в колонну 26, в которой при давлении 0,15–0,4 МПа завершают разложение карбамата и отгон реагентов из раствора карбамида.

Газовая фаза из реактора 11 (поток 27 – ДУ 6554, А 6231, В 544, И 1265) поступает в абсорбер 28, в котором при давлении 19 МПа происходит абсорбция-конденсация ее компонентов водным раствором УАС, поступающим со стадий обработки плава карбамида обеих зон синтеза, осуществляемой при давлении 1,6–2,2 и 0,15–0,4 МПа. Теплоту образования карбамата аммония и растворения аммиака в абсорбере 28 (Q2) используют для нагревания водных растворов карбамида на стадии их концентрирования. Газовую фазу из абсорбера 28 (поток 29 – ДУ 662, А 480, В 21, И 1265) дросселируют до давления 1,6–2,2 МПа и в качестве стриппинг-агента вводят в колонну 22 второй ступени разложения.

Плав карбамида из колонны 22 (поток 30 – К 27205, ДУ 893, А 2891, В 7175) передают в колонну 26, в которой завершают обработку плава карбамида обеих зон синтеза с подводом тепла при давлении 0,15–0,4 МПа.

Газовую фазу из колонны 22 (поток 31 – ДУ 2767, В 4493, В 1533, И 1265) вместе с газовой фазой из реактора 2 (поток 10) направляют в конденсатор 32 второй ступени разложения.

Водный раствор карбамида из колонны 26 последней стадии обработки плава карбамида обеих зон синтеза (поток 33 – К 63862, ДУ 245, А 1042, В 22372) направляют на стадию вакуум-концентрирования обычными способами (на фиг. 1 не показана). Образующийся на этой стадии конденсат сокового пара, загрязненный аммиаком, диоксидом углерода и небольшим количеством карбамида, подвергают очистке путем гидролиза карбамида и десорбции аммиака и диоксида углерода. Полученный при этом поток 34 (ДУ 581, В 1302, В 1260) возвращают в конденсатор 35 последней ступени разложения.

В конденсатор 35 поступает также газовый поток 36 (ДУ 6542, А 6403, В 2651), отогнанный из раствора карбамида в колонне 26. Полученный в конденсаторе 35 водный раствор УАС и несконденсированные газы направляют в абсорбер 37, орошаемый потоком 38 (В 1000). Раствор УАС из абсорбера 37 (поток 39 – ДУ 7123, А 7705, В 4911) насосом 40 подают в конденсатор 32, в котором осуществляют абсорбцию-конденсацию аммиака и диоксида углерода, содержащихся в газовых потоках 10 и 31. Избыточную теплоту, выделенную в абсорбере 32 (Q3), используют для нагревания раствора карбамида на стадиях концентрирования.

Раствор УАС и несконденсированные газы из конденсатора 32 поступают в промывную колонну 41, в которой газообразный аммиак очищают от диоксида углерода. Раствор УАС из колонны 41 (поток 42 – ДУ 9890, А 11532, В 7283) насосом 43 подают в абсорбер 28. Газообразный аммиак из колонны 41 освобождают от инертных, конденсируя его в конденсаторе 44, охлаждаемом водой. Из конденсатора 44 выводят жидкий аммиак (поток 45 – А 8042), а инертные очищают от аммиака в абсорбере 46, орошаемом водой (поток 47 – В 839). Газы из абсорбера 46 (поток 48 – И 2031) выбрасывают в атмосферу, а образовавшуюся в абсорбере 46 аммиачную воду (поток 49 – А 259, В 839) направляют на орошение промывной колонны 41.

Раствор УАС из абсорбера 28 (поток 50 – ДУ 15782, А 17283, В 7806) поступает в конденсатор карбамата 12, куда также вводят аммиак (поток 51 – А 11092). Теплоту образования карбамата в этом конденсаторе (Q4) используют для получения технологического пара давлением 0,4–0,6 МПа.

Процесс характеризуется следующими показателями:

– молярные соотношения реагентов на входе

	L	W
в реактор 2	4,2	0,0
в реактор 11	2,9	0,4

– степень превращения ДУ в карбамид X, %

в реакторе 2	78
в реакторе 11	51
общая по двум зонам	60

– удельные количества веществ, отгоняемых из плава карбамида, т/т карбамида

карбамат аммония	0,814
избыточный аммиак	0,476
вода	0,469

– удельные затраты теплоты в процессе,

Гкал/т карбамида 0,845

– используемая теплота процесса,

Гкал/т карбамида 0,521

– потребность в затратах теплоты из

внешних источников,

Гкал/т карбамида 0,324

Пример 2. Составы потоков по примеру 2 (фиг. 2) приведены в таблице 3. В соответствии с фиг. 2 в конденсатор карбамата 1 первой зоны синтеза подают аммиак (поток 2), диоксид углерода с инертными (по-

ток 3), а также газовую фазу (поток 4) из реактора 5 второй зоны синтеза. Оба реактора работают при давлении 14 МПа и температуре 185°C.

Реакционную смесь из конденсатора карбамата (поток 6) вводят в реактор 7 первой зоны синтеза, где завершается процесс синтеза карбамида.

Теплоту реакции образования карбамата в конденсаторе 1 (Q1) используют для получения пара давлением 0,4–0,6 МПа.

Поскольку в газовой фазе из реактора 5 практически отсутствует вода, степень превращения (X) в реакторе 7 выше, чем в реакторе 5. Плав карбамида из реактора 7 (поток 8) направляют в разлагатель 9 первой ступени разложения, осуществляемого при давлении синтеза с подводом теплоты в токе отгоняемого газообразного аммиака.

Газовая фаза из реактора 7 (поток 10) поступает в абсорбер 11, в котором при давлении синтеза осуществляют абсорбцию-конденсацию содержащихся в ней реагентов. Теплоту образования карбамата аммония и растворения аммиака в абсорбере 11 (Q2) используют на стадиях концентрирования карбамида. В абсорбер 11 вводят раствор УАС со второй ступени разложения (поток 12).

Раствор карбамата из абсорбера 11 потоком 13 направляют в конденсатор карбамата 14 второй зоны синтеза. Газовый поток 15 из абсорбера 11 направляют на вторую ступень разложения, где используют в качестве стриппинг-агента.

В реактор 5 второй зоны синтеза потоком 16 вводят реакцию смесь из конденсатора 14. В реакторе 5 завершается процесс синтеза карбамида. Из реактора выводят плав (поток 17), который разделяют на два потока. Большую часть (поток 18) направляют в стриппер 19 первой ступени разложения, осуществляемого с подводом тепла при давлении синтеза в токе газообразного диоксида углерода (поток 20). Меньшую часть плава из реактора 5 (поток 21) вместе с потоком 8 плава карбамида из реактора 7 первой зоны синтеза направляют в разлагатель 9 первой ступени разложения, осуществляемого при давлении синтеза в токе отгоняемого газообразного аммиака. Газовый поток 22 из разлагателя 9 направляют в конденсатор карбамата 14 второй зоны синтеза. Туда же вводят газовый поток 23 и стриппера 19 и поток 24 аммиака. Теплоту образования карбамата в конденсаторе 14 (Q3) используют для получения пара давлением 0,4–0,6 МПа. Как и в примере 1, плав карбамида из разлагателя 9 (поток 25) подвергают обработке в колонне 26 второй ступени разложения, осуществляемого при давлении 1,6–2,2 МПа с использованием газового потока 15 в качестве стриппинг-агента. Плав карбамида из колонны 26 (поток 27) вместе с плавом карбамида из стриппера 19 (поток 28) подвергают обработке на третьей ступени разложения в колонне 29 при давлении 0,15–0,4 МПа. Поток 30 раствора карбамида из колонны 29 направляют на стадию вакуум-концентрирования (на фиг. 2 не показана). Теплоту конденсации газов из колонны 26 (поток 31) в конденсаторе 32 (Q4) используют для нагревания раствора карбамида на стадии его концентрирования.

В конденсаторе 33 конденсируют газы из колонны 29 (поток 34). Образовавшийся в этом конденсаторе раствор УАС и несконденсированные газы передают в промывную колонну 35, орошаемую водой (поток 36). В конденсатор 33 вводят также поток 37 газов, полученных при очистке сокового конденсата стадии вакуум-концентрирования карбамида. Раствор УАС из промывной колонны 35 (поток 38) насосом 39 подают в конденсатор 32.

Суммарный поток раствора УАС, образованный из газов, отогнанных из плава карбамида обеих зон синтеза на второй и третьей ступени разложения, из промывной колонны 40 насосом 41 передают в абсорбер 11. Газообразный аммиак из промывной колонны 40 конденсируют и освобождают от инертных в конденсаторе 42 и абсорбере 45 аналогично примеру 1.

Таблица 3

Поток	Количество, кг/ч					
	А	ДУ	В	К	И	Всего
1	2	3	4	5	6	7
2	24951					24951
3		21207				21207
4	6485	6849	386		1265	14985
6	31436	28056	386		1265	61143
8	16439	9314	6882	22190		54825
10	2422	2470	161		1265	6318
12	12585	11092	8593			32270
13	14821	13319	8744		1265	36884
15	186	243	10		1265	1697
16	73078	65222	11500	44381		151065
17	41444	25827	24428	36659		136080
18	34233	21333	20178		1265	112403
20		25325		7722		26590
21	7211	4494	4250			23677
	13747	10080	980		1265	

22	30524	41823	1776			24807
23	13986			28695		75388
24	10602	4604	9794	28695		13986
25	4442	1372	8090	35167		53695
27	4566	5909	17963	63862	1265	42599
28	1261	262	23029			63605
30	6346	3475	1714			88414
31	7747	7019	3024			12800
34			2000			17790
36	1521	598	1418			2000
37	9268	7617	6442			3537
38	3029					23327
43						3029

Продолжение табл. 3

1	2	3	4	5	6	7
45			437			437
46					1265	1265
47	146		437			583

Процесс характеризуется следующими показателями:

– молярные соотношения реагентов на входе

	L	W
в реактор 7	2,9	0,017
в реактор 5	2,9	0,431

– степень превращения ДУ в карбамид X, %

в реакторе 7	58
в реакторе 5	49,9
общая по двум зонам	52,6

– удельные количества веществ, отгоняемых из плава карбамида, т/т карбамида

карбамат аммония	0,975
избыточный аммиак	0,481
вода	0,490

– удельные затраты теплоты в процессе,

Гкал/т карбамида	0,911
------------------	-------

– используемая теплота процесса,

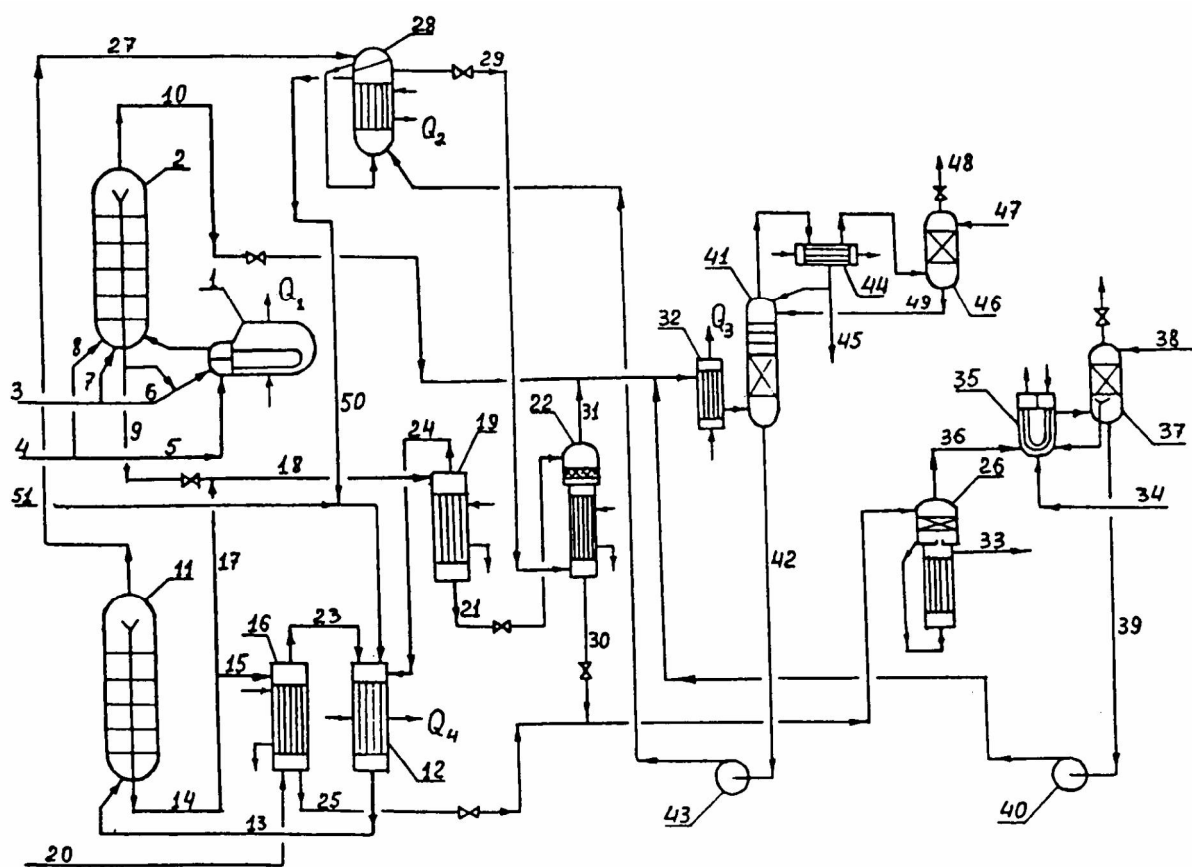
Гкал/т карбамида	0,649
------------------	-------

– потребность в затратах теплоты из

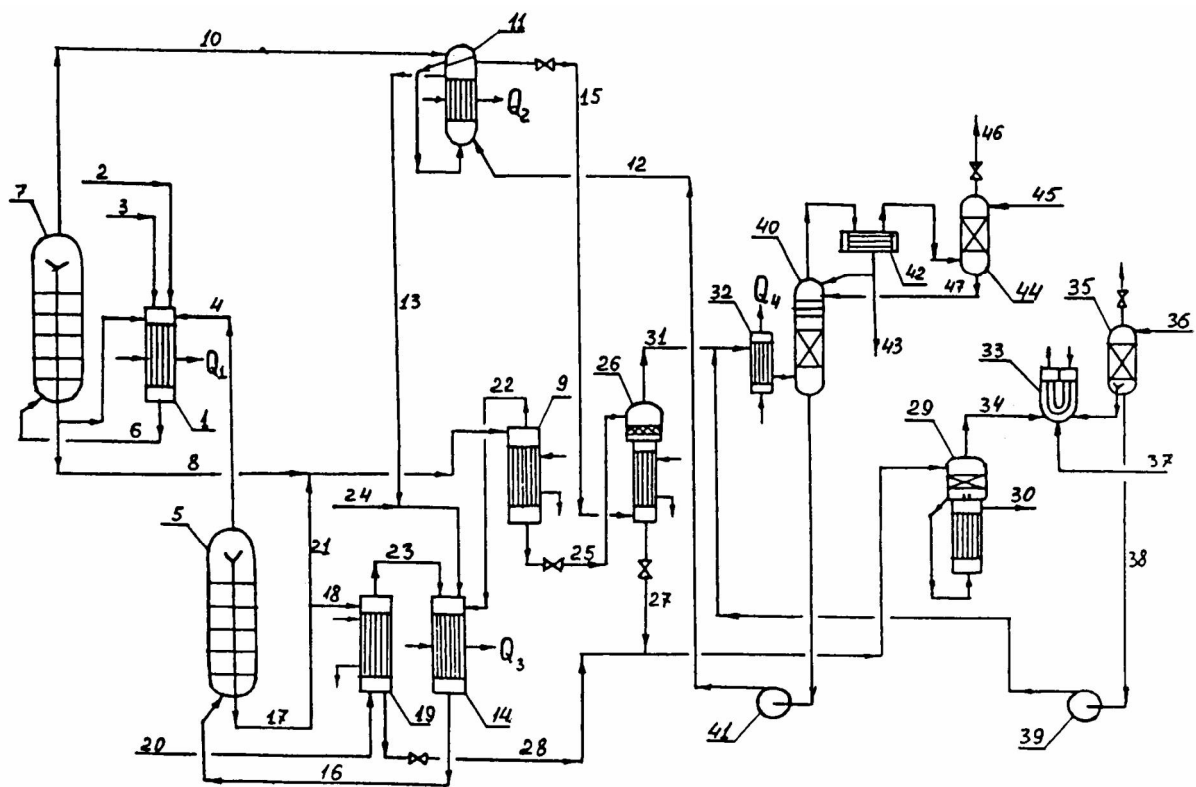
внешних источников, Гкал/т карбамида	0,262
--------------------------------------	-------

Источники информации, упомянутые в описании

1. В.И. Кучерявый, В.В. Лебедев. Синтез и применение карбамида, Л.: Химия, 1979, с.191–201.
2. Д.М. Горловский, Л.Н. Альтшулер, В.И. Кучерявый. Технология карбамида, Л.: Химия, 1981, с.151–168.
3. Д.М. Горловский, Л.Н. Альтшулер, В.И. Кучерявый. Технология карбамида, Л.: Химия, 1981, с.168–179.
4. Патент Российской Федерации № 1829339, кл. C02C273/04, опубл. 1993.
5. Европейская патентная заявка № 0497215, кл. C07C273/04, опубл. 1992.



Фиг. 1



Фиг. 2

Тираж 50 екз.

Відкрите акціонерне товариство «Патент»
Україна, 88000, м. Ужгород, вул. Гагаріна, 101
(03122) 3 – 72 – 89 (03122) 2 – 57 – 03
