

АНАЛИЗ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА КАК ОБЪЕКТА УПРАВЛЕНИЯ

¹Баранова Н. И.

¹*Дзержинский политехнический институт (филиал) ФГБОУ ВПО «Нижегородский государственный технический университет им. Р.Е. Алексеева», Дзержинск, Нижегородская обл., Россия (606023, Нижегородская обл., г. Дзержинск, б-р Мира, д.21, кафедра «Автоматизация и информационные системы»), e-mail: avtomat@sinn.ru*

В работе представлено подробное описание технологической схемы производства карбамида, а именно стадии синтеза и дистилляции. Приведены основные реакционные соотношения процесса производства. Рассмотрены способы поддержания технологических параметров в каждом аппарате на заданном уровне. Проанализировано влияние изменения количественного состава исходных компонентов на ход протекающего процесса, что позволило доказать необходимость поддержания оптимального мольного соотношения компонентов и определить основную задачу исследования. В связи с этим технологический процесс был рассмотрен как объект управления, выявлены основные входные и выходные параметры, а также отмечены основные возмущающие факторы, связанные с химико-физическими особенностями процесса производства. Представлена структурная схема системы управления стадии синтеза карбамида. Предложено реализовать управление на основе математической модели.

Ключевые слова: карбамид, технологический процесс, объект управления

ANALYSIS OF TECHNOLOGICAL PROCESS OF PRODUCTION UREA AS CONTROL OBJECT

¹Baranova N. I.

¹*Dzerzhinsky Polytechnic Institute, Nizhny Novgorod State Technical University n.a. R.E. Alekseev, Dzerzhinsk, Nizhny Novgorod region, Russia (606023, Nizhegorodskaya obl., Dzerzhinsk, b. World, 21, Department of «Automation and information systems»), e-mail: avtomat@sinn.ru*

This paper provides a detailed description of the technological scheme of production urea, the stage of the synthesis and distillation. The main reactionary ratios of production process are given. Considered are ways of maintenance of technological parameters in each device at the set level. Analyzed influence of quantitative change initial components on a course of process, allowing to prove the need to maintain an optimal molar ratio of the components and to identify the main task of the study. In connection with this process was taken as the control object identified basic input and output parameters and also marked the basic disturbing factors related to the chemical-physical characteristics of the production process. Presented is the block diagram of the control stage of the synthesis of urea. Asked to implement the management on the basis of a mathematical model.

Keywords: urea, process, control object

Карбамид представляет собой бесцветные кристаллы, легкорастворимые в воде, спирте, жидком аммиаке, сернистом ангидриде, при нормальных условиях пожаро- и взрывобезопасен, а также не токсичен. Карбамид является первым органическим веществом,

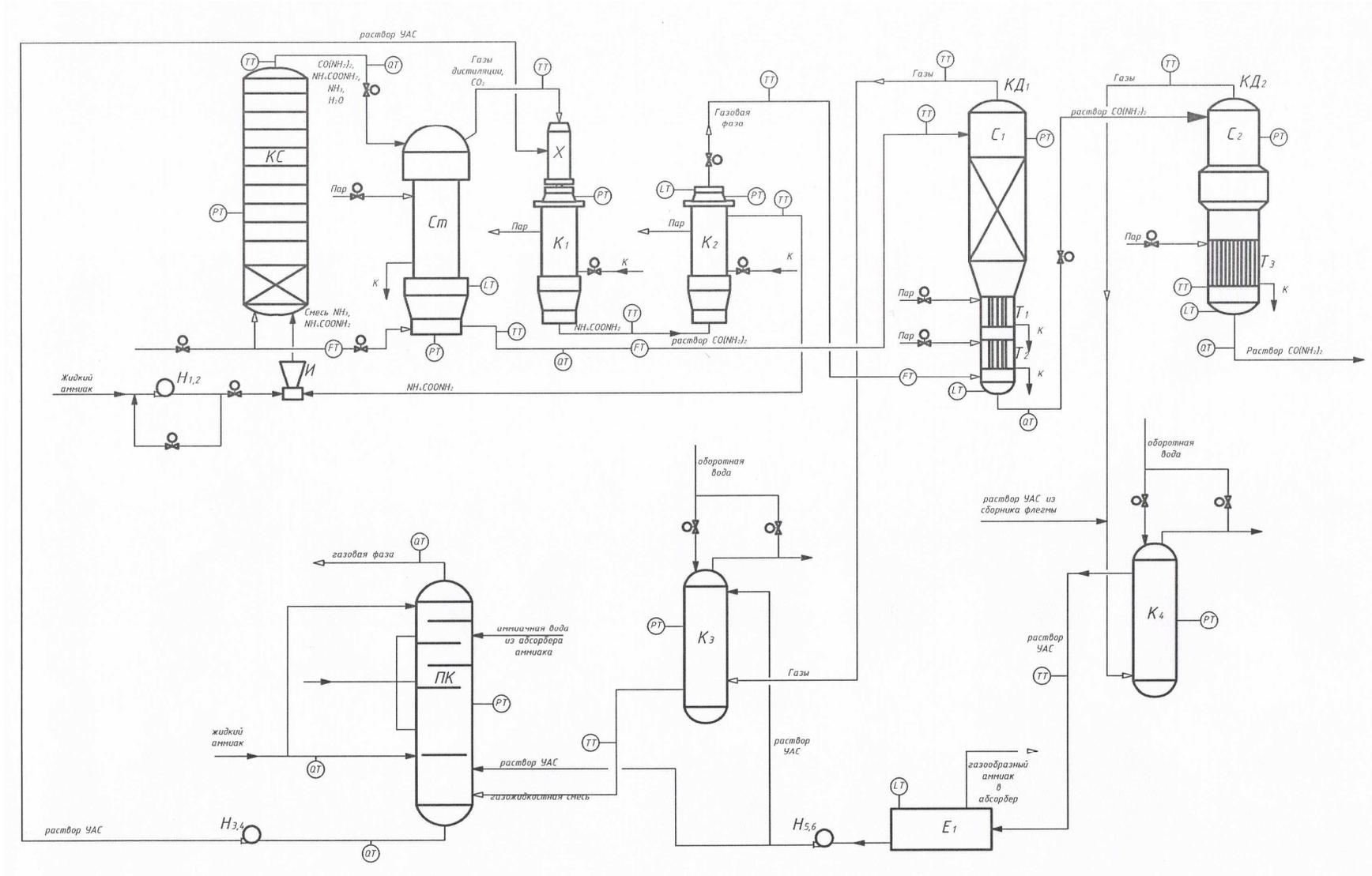


Рис. 1 Функциональная схема производства карбамида (стадия синтеза и дистилляции)

полученным синтетическим путем.

В России выпускают карбамид двух марок – А и Б. Карбамид марки А предназначен для использования в промышленности в производстве пластмасс, смол, клеев. Карбамид марки Б применяется в сельском хозяйстве в качестве минерального азотного удобрения. Карбамид – это вид удобрений, являющийся наиболее концентрированным из азотных удобрений, содержание азота в нем составляет 46,3 %, помимо аммиака. Удельный вес карбамида в производстве азотных удобрений в России составляет 29 – 32 %.

В настоящее время из всех известных способов получения карбамида промышленное значение получил процесс синтеза карбамида из аммиака и диоксида углерода по способу, разработанному в 1868 году русским химиком А.И. Базаровым. Впервые в промышленном масштабе прямой синтез карбамида удалось осуществить лишь в 1920 г. фирмой «И. Г. Фарбениндустри» (Германия).

Технологическая схема производства карбамида, а именно стадия синтеза и дистилляции одного из современных производств, показана на рис. 1.

Основным аппаратом стадии синтеза производства карбамида является колонна синтеза поз. КС, в нижнюю часть которой подается двуокись углерода и смесь аммиака с карбаматом аммония от инжектора поз. И. В качестве рабочего потока в инжектор поз. И подается жидкий аммиак от насосов высокого давления поз. Н_{1,2}. В колонне синтеза поз. КС при давлении 14,9 ÷ 15,4 МПа и температуре 180 ÷ 189 °С синтез протекает в две стадии: стадия образования карбамата аммония, описываемая ниже представленным уравнением



и стадия дегидратации карбамата аммония



Тепло, выделяющееся на первой стадии образования карбамата аммония, частично используется на второй стадии дегидратации карбамата аммония.

Продукты реакции, содержащие карбамид, карбамат аммония, избыточный аммиак и воду, из верхней части колонны синтеза поз. КС поступают в верхнюю часть стриппера поз. Ст. Расход стриппинг-агента CO₂ в стриппер поз. Ст регулируется с помощью клапана по соотношению расходов в колонну синтеза поз. КС и стриппер поз. Ст равному 1,86. Работает стриппер по принципу противотока: двуокись углерода CO₂ с температурой не более 140 °С и давлением 15,1 ÷ 15,4 МПа подается в нижнюю часть стриппера и поднимается вверх навстречу раствору карбамида из колонны синтеза поз. КС, стекающему тонкой пленкой по трубкам вниз. При стекании плава по трубкам за счет массообмена с восходящими газами и тепла насыщенного пара среднего давления 2,0 МПа, подаваемого в межтрубное пространство, при температуре 185 ÷ 190 °С происходит разложение карбамата аммония в

токе свежей двуокиси углерода на аммиак и CO_2 .

Газы дистилляции, образующиеся при разложении карбамата, из верхней части стриппера совместно со свежей двуокисью углерода, температура которой $185 \div 190 \text{ }^\circ\text{C}$, смешиваются в аппарате поз. X с раствором углеаммониевых солей (РУАС), подаваемым насосами поз. Н_{3,4} из промывной колонны поз. ПК.

Из смесителя поз. X газожидкостная смесь поступает последовательно в трубное пространство конденсаторов карбамата поз. К₁, поз. К₂. В трубах конденсаторов поз. К₁ и поз. К₂ происходит абсорбция газов раствором углеаммониевых солей (РУАС) и их конденсация с образованием карбамата аммония. Карбамат аммония из конденсатора поз. К₂ с температурой $150 \div 160 \text{ }^\circ\text{C}$ инжектором поз. И подается в реактор поз. КС. Регулирование уровня в конденсаторе поз. К₂ осуществляется автоматически клапаном, установленным на выходе плава из реактора поз. КС за счёт изменения перепада давления между реактором и конденсатором поз. К₂. При уменьшении перепада подача карбамата увеличивается и наоборот. Изменение подачи карбамата может быть достигнуто также увеличением давления аммиака перед эжектором поз. И путём прикрытия или открытия проходного сечения иглой эжектора. Предусмотрено автоматическое регулирование давления газов дистилляции на выходе из конденсатора поз. К₂ регулирующим клапаном, установленным на трубопроводе выхода газовой фазы в аппарат поз. Т₂.

В колонне дистилляции поз. КД₁ осуществляется процесс дистилляции раствора карбамида при среднем давлении. Колонна дистилляции среднего давления представляет собой вертикальный аппарат, состоящий из трёх частей:

- верхняя – сепарационная часть поз. С₁;
- средняя – подогреватель поз. Т₁;
- нижняя – подогреватель поз. Т₂;

Раствор из нижней части стриппера поз. Ст отводится в сепарационную (верхнюю) часть колонны дистилляции среднего давления поз. КД₁, что обеспечивает регулирование уровня в нижней части стриппера поз. Ст. При этом раствор карбамида, выходящий из стриппера поз. Ст с температурой $125 \div 135 \text{ }^\circ\text{C}$, дросселируется до давления $1,5 \div 1,8 \text{ МПа}$.

В колонне дистилляции среднего давления КД₁ из раствора карбамида отделяются газы, выделившиеся при дросселировании, и раствор вступает в тепло- и массообмен с восходящими газами, распределяясь по трубкам подогревателей поз. Т₁, Т₂.

При стекании раствора по трубкам при температуре $155 \div 170 \text{ }^\circ\text{C}$ за счёт тепла пара, подаваемого в межтрубные пространства подогревателей поз. Т₁, Т₂ колонны дистилляции среднего давления поз. КД₁ и массообмена с восходящими газами, происходит разложение карбамата аммония и отгонка аммиака, CO_2 и паров воды.

Температура раствора карбамида в подогревателях регулируется клапанами на линиях подачи пара давлением 0,45 МПа в межтрубное пространство подогревателя поз. Т₁ и давлением 0,9 МПа – в межтрубное пространство подогревателя поз. Т₂.

Регулирование уровня раствора карбамида в нижней части аппарата поз. Т₂ предусмотрено дросселированием и отведением раствора карбамида в сепарационную часть поз. С₂ колонны дистилляции низкого давления поз. КД₂. Газы из верхней части колонны дистилляции среднего давления поз. КД₁ с температурой 138 ÷ 152 °С направляются в конденсатор среднего давления поз. К₃.

В межтрубном пространстве конденсатора поз. К₃ при температуре 70 ÷ 90 °С происходит частичная абсорбция и конденсация аммиака и СО₂ в растворе углеаммониевых солей (РУАС), подаваемом из сборника поз. Е₁ насосами поз. Н_{5, 6}. В трубное пространство конденсатора поз. К₃ на охлаждение подается вода повторного использования с температурой 36 ÷ 38 °С. Предусмотрено регулирование температуры раствора УАС на выходе из конденсатора поз. К₃ количеством подаваемой оборотной воды.

Полученная в конденсаторе поз. К₃ газожидкостная смесь направляется в нижнюю часть промывной колонны поз. ПК. В растворе, собирающемся в нижней части промывной колонны (в кубе), при температуре 63 ÷ 78 °С завершается абсорбция СО₂ из газожидкостной смеси с образованием углеаммониевых солей по реакциям:



Промывная колонна поз. ПК оборудована барботером в нижней части, тарелками – в верхней части. Уровень раствора УАС в кубе промывной колонны регулируется автоматически изменением числа оборотов двигателей насосов Н_{3, 4}.

Поток газообразного аммиака с остатками двуокиси углерода и инертами из нижней части промывной колонны поз. ПК направляется вверх через колпачковые тарелки. Здесь происходит окончательная отмывка аммиака от двуокиси углерода аммиачной водой, подаваемой из абсорбера аммиака на вторую сверху тарелку.

Процесс дистилляции раствора карбамида при низком давлении осуществляется в колонне дистилляции низкого давления поз. КД₂, аналогичной по устройству и принципу работы колонне дистилляции среднего давления поз. КД₁, состоящей из двух частей:

- верхняя – сепарационная часть поз. С₂;
- нижняя часть – подогреватель поз. Т₃.

Раствор карбамида, выходящий из колонны дистилляции среднего давления поз. КД₁, дросселируется до давления 0,2 ÷ 0,4 МПа и через распределитель вводится в верхнюю часть поз. С₂ колонны дистилляции низкого давления поз. КД₂. В сепарационной части поз. С₂ из

раствора карбамида отделяются газы, выделившиеся при дросселировании, а затем раствор вступает в тепло- и массообмен с восходящими газами распределяется по трубкам подогревателя поз. Т₃. При стекании раствора по трубкам подогревателя поз. Т₃ при температуре 138 ÷ 140 °С происходит разложение остатков карбамата аммония и отгонка аммиака, СО₂ и воды за счёт подогрева паром давлением 0,45 МПа, подаваемым в кожух подогревателя, и массообмена с восходящими газами. Температура раствора в колонне дистилляции низкого давления регулируется подачей пара в межтрубное пространство подогревателя поз. Т₃. Уровень в нижней части подогревателя поз. Т₃ регулируется подачей раствора в сепаратор.

Газы из сепаратора поз. С₂ колонны дистилляции низкого давления поз. КД₂ с температурой 122 ÷ 125 °С подаются в межтрубное пространство конденсатора низкого давления поз. К₄.

На входе в конденсатор поз. К₄ в линию газовой фазы подается раствор УАС из сборника флегмы. В конденсаторе поз. К₄ при температуре 30 ÷ 45 °С происходит абсорбция и конденсация газов с образованием раствора углеаммониевых солей (РУАС). Тепло абсорбции и конденсации снимается охлаждающей водой, подаваемой из водооборотного цикла, т. о., температура выходящего из конденсатора поз. К₄ раствора углеаммониевых солей (РУАС) регулируется количеством подаваемой оборотной воды в трубное пространство конденсатора. Полученный в конденсаторе раствор УАС сливается в сборник поз. Е₁, откуда центробежным насосом поз. Н_{5,6} подается в конденсатор среднего давления поз. К₃ и в промывную колонну поз. ПК. Газообразный аммиак давлением 0,1÷0,3 МПа и температурой 40÷45 °С из сборника раствора УАС поз. Е₁ поступает в абсорбер.

Со времени создания первых промышленных установок основным направлением в развитии технологии производства карбамида было совершенствование системы рециркуляции NH₃ и СО₂, поскольку обычно степень превращения NH₃ не достигает даже 50 %, а степень превращения СО₂ не превышает 70 %. Отметим, что важным показателем производства является степень конверсии СО₂ в карбамид. Эта величина зависит от взаимного влияния всех параметров синтеза – температуры, давления, времени пребывания реагирующих веществ в реакционном объеме, чистоты исходных компонентов и соотношения между ними.

Таким образом, помимо стандартных задач поддержания технологических параметров в аппаратах, процесс получения карбамида ставит более сложную задачу, а именно поддержание на заданном уровне таких параметров, как мольное отношение расходов аммиака и диоксида углерода, поступающих в колонну синтеза (*W*) и процентное отношение диоксида углерода к общему потоку углеаммонийных солей (*L*). Именно соотношение исходных реагентов имеет большое значение для эффективности синтеза.

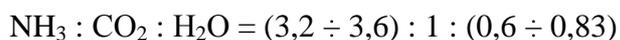
Степень превращения диоксида углерода в карбамид определяет количество СО₂, ко-

торое не вступит в реакцию и вернется в колонну синтеза в составе раствора углеаммонийных солей. Таким образом, меньшему количеству возвратного диоксида углерода будут соответствовать меньшие затраты на электроэнергию.

Избыток аммиака заметно смещает равновесие реакции синтеза в сторону образования карбамида, одновременно уменьшается количество побочных продуктов и коррозия аппаратуры. Это объясняется хорошей растворимостью аммиака в жидкой фазе и связыванием воды, выделяющейся при реакции. Кроме того, при избытке аммиака, процесс синтеза карбамида идет автотермично (без отвода и подвода тепла), несмотря на то что в процессе синтеза выделяется значительное количество тепла. Это тепло расходуется на нагревание подаваемых в колонну синтеза веществ до температуры реакции. Однако увеличение избытка аммиака приводит к росту нагрузки на стадиях выделения целевого продукта из раствора, полученного на стадии синтеза.

Существенное влияние на процесс оказывает наличие воды. В условиях синтеза при высоких температурах и давлении вода в основном находится в жидкой фазе, и именно этим объясняется ее влияние на равновесие реакции (смещается в сторону исходных веществ). Избыток воды заметно тормозит реакцию особенно в начале процесса. В то же время минимальное содержание воды в рециркулируемом растворе углеаммонийных солей лимитируется необходимостью предотвращения выпадения кристаллов солей и нарушения гомогенности раствора.

Оптимальное мольное соотношение компонентов:



При обеспечении оптимального мольного соотношения компонентов степень конверсии CO_2 в карбамид приблизительно 60 %. Наиболее доступный метод контроля состава материальных потоков путем химического анализа обладает существенными недостатками – длительность анализа, возможные погрешности, как при отборе проб, так и в ходе анализа. Использование же промышленной анализаторной техники в данном случае трудноосуществимо, так как РУАС является агрессивной средой и подается под давлением 19 – 20 МПа, кроме того, приборы такого типа обладают высокой стоимостью. Поэтому добиться оптимального мольного соотношения компонентов позволит управление на основе математической модели.

На рис. 2 представлена схема производства карбамида (стадия синтеза) как единый объект управления. Входными параметрами являются три вещественных потока: вода, аммиак и диоксид углерода; выходными – степень конверсии, соотношение аммиака – двуокиси углерода и крепость раствора углеаммонийных солей по CO_2 . Заданные оператором значения L и W будут вводиться в программу в качестве задания, а их поддержание является основной

задачей управления.

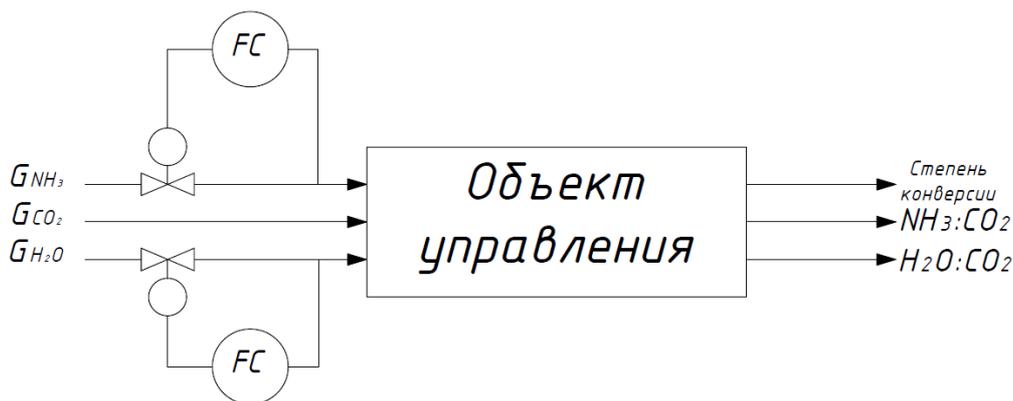


Рис. 2 Представление технологической схемы как объекта управления

Управление выходными параметрами осуществляется регулированием его входных параметров, а именно потоков воды и аммиака. Поток диоксида углерода не подвержен активному регулированию, из-за сложности управления компрессором, с помощью которого диоксид углерода подается в производство. Нецелесообразно управление потоком CO_2 и из-за того, что он фактически является отходным продуктом от производства NH_3 и его стоимость практически не влияет на себестоимость продукции.

Таким образом, анализ технологического процесса производства карбамида как объекта управления позволил не только установить стандартные задачи поддержания технологических параметров в аппаратах, но и определить основную задачу исследования: стабилизация соотношений аммиак – диоксид углерода и вода – диоксид углерода.

Список литературы

1. Горловский Д. М. Технология карбамида [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://msd.com.ua/tehnologiya-karbamida/tehnologiya-karbamida/> (дата обращения: 05.11.2013)
2. Кафаров В.В. Математическое моделирование основных процессов химических производств. – М.: Высшая школа, 1991. – 367с.
3. Кулаков М. Е. Теоретические основы математической модели производства карбамида// Приборостроение и автоматизация технологических процессов: тезисы докл. IV Международной студенческой электронной научной конференции «Студенческий научный форум 2012».
4. Кучерявый В. И. Синтез и применение карбамида. – Л.: Химия, 1970. – 237 с.
5. Карбамид: технологии производства [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.newchemistry.ru/letter.php?n_id=773 (дата обращения: 05.11.2013)

Рецензенты:

Никандров И.С., д.т.н., профессор, профессор кафедры «Автомобильный транспорт и механика» Дзержинского политехнического института (филиал) НГТУ, ФГБОУ ВПО Нижегородский государственный технический университет им. Р. Е. Алексева Дзержинский политехнический институт (филиал), Министерство образования РФ, г. Дзержинск.

Сидягин А.А., д.т.н., профессор, должность профессор кафедры «Машины и аппараты химической и пищевой производств» Дзержинского политехнического института (филиал) НГТУ, ФГБОУ ВПО Нижегородский государственный технический университет им. Р. Е. Алексева Дзержинский политехнический институт (филиал), Министерство образования РФ, г. Дзержинск.