

**ОПТИМИЗАЦИЯ И АППАРАТУРНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЕ ОФОРМЛЕНИЕ ПРОЦЕССА ПЕРВИЧНОЙ КОНДЕНСАЦИИ АГРЕГАТОВ СИНТЕЗА АММИАКА**

Одним из базовых для азотной промышленности Украины являются крупнотоннажные агрегаты синтеза аммиака серии АМ-1360, в которых в отделении синтеза для извлечения продукционного аммиака принята двухступенчатая схема конденсации. На первой стадии конденсация аммиака осуществляется в аппаратах воздушного охлаждения, а на второй – в двух аммиачных низкотемпературных испарителях с охлаждением циркуляционного газа до температуры не более 0 °С. Один из этих испарителей включен в схему работы двух абсорбционно-холодильных установок (АХУ), а второй – в схему аммиачного турбокомпрессорного холодильного агрегата (АТК). Использование АТК связано со значительным потреблением электроэнергии до 4,8 тыс. кВт·ч по проекту, а применение воздушного охлаждения для первичной конденсации вызывает сезонные и суточные колебания температуры первичной конденсации от 22 до 40 °С. Увеличение этой температуры в весенне-летний период приводит к увеличению концентрации аммиака в циркуляционном газе и повышению тепловой нагрузки на центробежный трехкорпусный компрессор (ЦТК) сжатия циркуляционного газа и свежей азотоводородной смеси с приводом от паровой турбины. При этом увеличивается расход природного газа и глубокообессоленной воды во вспомогательный паровой котел получения дополнительного пара давлением 10,5 МПа, необходимого для привода паровой турбины. Как установлено ранее проведенными исследованиями повышение температуры первичной конденсации на 1 °С в диапазоне от 30 до 40 °С приводит к увеличению потребляемой мощности на валу турбины на 69 кВт·ч, а расхода природного газа и глубокообессоленной воды соответственно на 54 м<sup>3</sup>/ч и 0,8 т/ч [1]. При эксплуатации агрегата в условиях повышенной температуры атмосферного воздуха в среднем около 3 тыс. ч (4–5 месяцев) снижение температуры первичной конденсации только на 1 °С при стоимости природного газа 1780 грн/тыс. м<sup>3</sup> позволит снизить затраты в агрегате на 288 тыс. грн за год.

Таким образом, повышение энергоэффективности агрегата при такой схеме конденсации может быть достигнуто за счет снижения температуры первичной конденсации, что требует дополнительных энергозатрат в весенне-летний период для охлаждения циркуляционного газа. Однако, с одной стороны снижение температуры первичной конденсации обеспечивает снижение энергозатрат на привод турбины и блок вторичной конденсации в АТК, а с другой – требует увеличения энергозатрат на дополнительное охлаждение циркуляционного газа в блоке первичной конденсации, что безусловно свидетельствует о наличии оптимальной температуры первичной конденсации, обеспечивающей минимальную тепловую нагрузку. С целью определения оптимальной величины температуры первичной конденсации и целесообразности (экономичности) дополнительного охлаждения для исключения АТК из схемы работы отделения синтеза и были проведены дальнейшие исследования.

Исследования проводились методом математического моделирования с использованием математического описания отделения синтеза, в котором зависимости по таким параметрам как концентрации аммиака на выходе колонны синтеза, блоков первичной и вторичной конденсации, давления на входе колонны синтеза и на выходе блока первичной конденсации были получены по данным промышленной эксплуатации. Полученные зависимости дополнялись уравнениями материального баланса отделения синтеза, формулами для расчета производительности по аммиаку, мощности сжатия циркуляционного газа и свежей азотоводородной смеси, мощности на валу турбины, а также уравнениями по определению растворимости газов в жидком аммиаке и количества теплоты отданной циркуляционным газом при охлаждении [1–3].

Расчеты осуществлялись при следующих ограничениях, характерных для промышленных условий: средняя температура синтеза – 465 °С, соотношение Н<sub>2</sub>:N<sub>2</sub> в газе на входе колонны синтеза – 3, содержание инертных в свежей азотоводородной смеси – 0,8 % об., температура вторичной конденсации – 0 °С, температура первичной конденсации – 25–40 °С, потеря давления в колонне синтеза – 0,85 МПа, перепад давления на циркуляционной ступени ЦТК – 1,5 МПа, температура циркуляционного газа на входе в аппараты воздушного охлаждения блока первичной конденсации – 55 °С, производительность колонны синтеза – 55,625 т/ч. Величина содержания инертных в газе на входе колонны синтеза была принята на оптимальном уровне 13,5 % об, при которой согласно проведенных предварительных исследований и представленных на рис. 1 в виде обобщающей кривой затрат обеспечивается минимальное энергопотребление С<sub>0</sub> (грн/ч) природного газа на сжигание в печи первичного риформинга и вспомогательном

паровом котле, а также на производство свежей азотоводородной смеси и потребление электроэнергии в блоках первичной и вторичной конденсации.

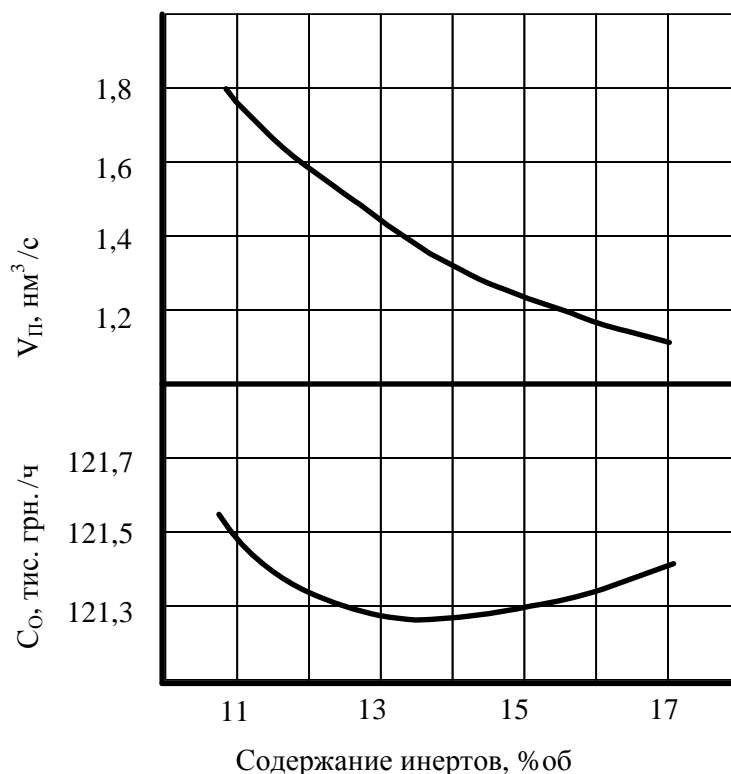


Рисунок 1 – Обобщающая кривая энергозатрат в зависимости от содержания инертв в газе, идущем на синтез

Наличие оптимальной величины содержания инертв обусловлено тем, что она определяется в основном расходом продувочных газов  $V_{п}$ . В свою очередь увеличение расхода продувочных газов с одной стороны приводит к увеличению затрат природного газа на производство и сжатие в ЦТК свежей азотоводородной смеси, а с другой стороны – к снижению затрат природного газа на сжатие циркуляционного газа и сжигания в печи первичного риформинга, а также расхода электроэнергии в блоках первичной и вторичной конденсации.

Итоговые результаты расчетов потребной холодильной мощности  $Q_{пк}$  для дополнительной холодильной системы блока первичной конденсации и потребляемой мощности, затрачиваемой с водяным паром на привод турбины  $N_{т}$  и холодильных систем  $Q_{вк}$  блока вторичной конденсации для обеспечения регламентной температуры вторичной конденсации на уровне  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$  в условиях изменения температуры первичной конденсации от  $25$  до  $40\text{ }^{\circ}\text{C}$  представлены на рис. 2.

Представленные на рис. 2 зависимости свидетельствуют, что минимальная потребляемая тепловая мощность конденсационных систем и паровой турбины соответствует температуре первичной конденсации  $t_{пк} = 32,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ , которая увеличивается с  $53,4\text{ МВт}\cdot\text{ч}$  до  $54,2\text{ МВт}\cdot\text{ч}$  с уменьшением температуры вторичной конденсации  $t_{вк}$  с  $5\text{ }^{\circ}\text{C}$  до  $0\text{ }^{\circ}\text{C}$ , в основном, за счет необходимости повышения холодильной мощности холодильных систем блока вторичной  $Q_{вк}$  в среднем на  $1\text{ МВт}\cdot\text{ч}$ . При этом, снижение потребляемой мощности паровой турбины  $N_{т}$  незначительное в сравнении с  $Q_{вк}$  и составляет около  $160\text{ кВт}\cdot\text{ч}$ . Однако, при температуре  $t_{пк} = 32,5\text{ }^{\circ}\text{C}$  общая нагрузка на холодильные системы блока вторичной конденсации довольно значительна и составляет почти  $9\text{ МВт}\cdot\text{ч}$ , что при проектной холодопроизводительности  $6,28\text{ МВт}\cdot\text{ч}$  двух АХУ делает невозможной задачу отключения АТК. Кроме того, неосуществима и задача снижения температуры  $t_{пк}$  даже до  $32,5\text{ }^{\circ}\text{C}$  в условиях повышенной температуры атмосферного воздуха в весенне-летний период более чем  $30\text{ }^{\circ}\text{C}$  для существующего аппаратного оформления блока первичной конденсации с применением только аппаратов воздушного охлаждения. Поэтому требуется, прежде всего, выбор дополнительного холодильного цикла для искусственного охлаждения.

Анализ литературы [4,5] и технологического оформления агрегата синтеза свидетельствуют о целесообразности применения теплоиспользующих парозежекторных аммиачных холодильных установок

(ПХУ), обеспечение которых рабочим аммиачным паром может быть осуществлено за счет утилизации низкопотенциальной теплоты отработанного водяного пара турбины компрессора технологического воздуха отделения парообразования с температурой до 90 °С, давлением 0,04 МПа и расходом 54,5 т/ч. Общее количество утилизационной теплоты отработанного водяного пара в парогенераторе с вышеуказанными параметрами при температуре конденсации 76 °С и теплоте конденсации 2312,8 кДж/кг [6] составит 35,7 МВт (30,7 Гкал/ч), которая в настоящее время безвозвратно теряется в аппаратах воздушного охлаждения с электроприводом от трех вентиляторов мощностью 972 кВт·ч. Такая утилизация обеспечивает возможность получения рабочего аммиачного пара для эжектирования с давлением свыше 3 МПа и температурой 65 °С при теплоте парообразования 963,7 кДж/кг [6] в количестве 127 т/ч. При этом средняя разность температур в парогенераторе будет составлять 11 °С, что обеспечит достаточно эффективный теплообмен с высоким коэффициентом теплопередачи.

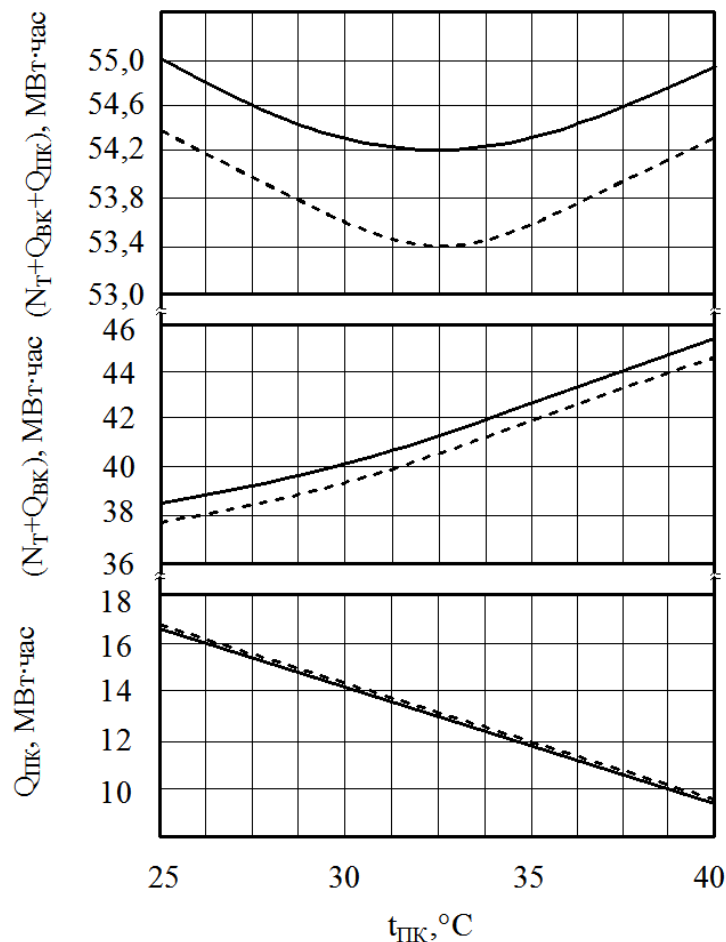


Рисунок 2 – Зависимости холодопроизводительностей холодильных систем блоков первичной  $Q_{\text{ПХУ}}$ , вторичной конденсации  $Q_{\text{ВК}}$  и потребляемой мощности паровой турбины  $N_T$  от температуры первичной конденсации: —  $t_{\text{ВК}} = 0^\circ\text{C}$ , - - -  $t_{\text{ВК}} = 5^\circ\text{C}$

Расчет цикла ПХУ осуществлялся для обеспечения температур первичной конденсации в диапазоне 25–35 °С соответственно для различных температур кипения хладагента в дополнительно установленном после аппаратов воздушного охлаждения блока первичной конденсации высокотемпературном испарителе в диапазоне 19–29 °С. При этом величина достигаемого коэффициента инжекции эжектора определялась по достаточно хорошо апробированному в практических условиях алгоритму [7]. Давление конденсации принималось на уровне 1,6 МПа, что даже в летний период обеспечит высокую температуру конденсации 40 °С аммиачного пара после эжектора. Отдельные результаты расчетов потребной холодопроизводительности  $Q_{\text{ПХУ}}$  при соответствующей нагрузке циркуляционного газа на блок первичной конденсации  $V_{\text{С}}^{\text{ВЫХ}}$ , коэффициента инжекции  $U$ , расходов инжектируемого хладагента  $M_{\text{П}}$ , рабочего пара  $M_{\text{ПР}}$  и отработанного водяного пара  $M_{\text{ВП}}$ , а также необходимого потребления тепловой мощности парогенератора и достигаемого теплового коэффициента ПХУ представлены на рис. 3.

Зависимости, представленные на рис. 3 позволили определить и эксплуатационные затраты электроэнергии  $S_{ПХУ}$  для конденсации рабочего пара и хладагента после эжектора при обеспечении требуемой холодопроизводительности в диапазоне температур первичной конденсации 25–35 °С, а с учетом эксплуатационных затрат природного газа и глубокообессоленной воды  $S_{ПВГ}$  во вспомогательный паровой котел для получения водяного пара для ЦТК и электроэнергии  $S_{АТК}$  в АТК установить оптимальную температуру первичной конденсации  $t_{ПК}$ , наличие которой подтверждается рис. 2.

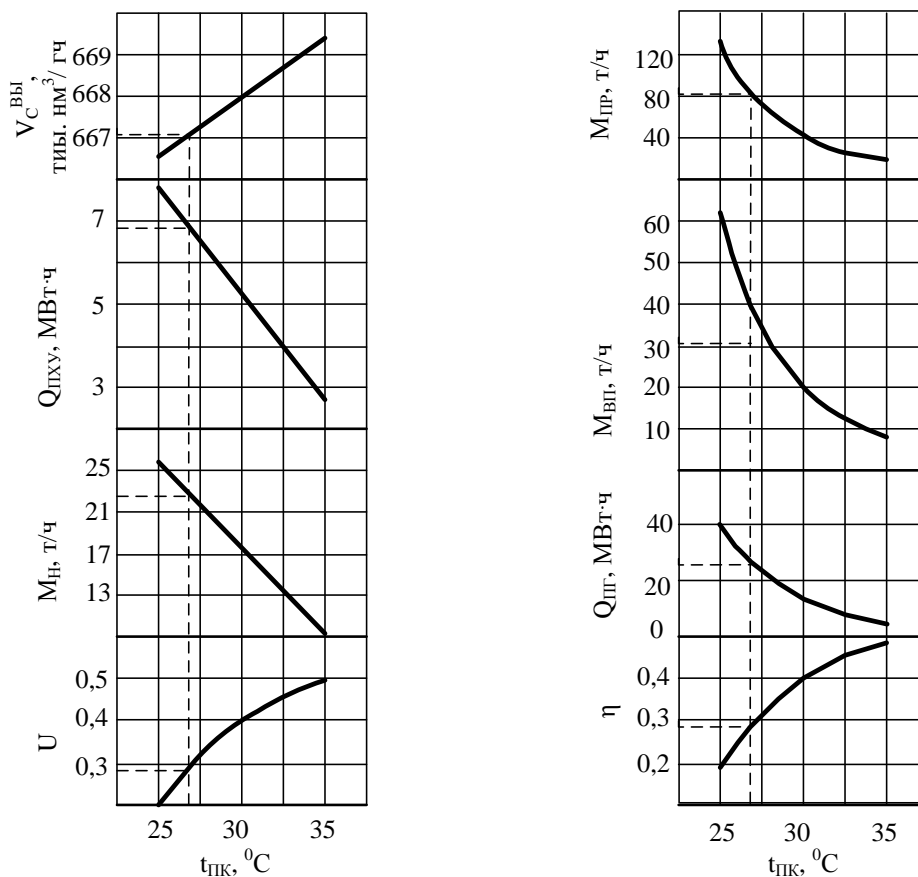


Рисунок 3 – Зависимости основных показателей работы ПХУ в составе блока первичной конденсации от температуры первичной конденсации  $t_{ПК}$

При этом расход электроэнергии на привод вентиляторов конденсаторов воздушного охлаждения определялся по показателям этих аппаратов в составе АХУ, обеспечивающих конденсацию 12 т/ч аммиачного пара при расходе электроэнергии 200 кВт·ч. Стоимость электроэнергии природного газа и глубокообессоленной воды принималась на уровне цен 2009 г.

Полученные и представленные на рис. 4 зависимости эксплуатационных затрат свидетельствуют, что оптимальная величина  $t_{ПК}$  при таком аппаратурно-технологическом оформлении процесса первичной конденсации соответствует температуре 27 °С. Как следует из рис. 4 на уровне температуры  $t_{ПК} = 27$  °С обеспечиваются минимальные эксплуатационные затраты  $S_0$ , которые не превышают (без учета расхода электроэнергии в воздушных конденсаторах блока первичной конденсации) 3600 грн/ч за счет снижения нагрузки с циркуляционным газом на ЦТК, а следовательно и затрат природного газа и глубокообессоленной воды  $S_{ДК}$  во вспомогательный паровой котел до уровня 2600 грн/ч.

Снижение температуры  $t_{ПК}$  до 27 °С приводит к снижению температуры и на входе блока вторичной конденсации до 35,5 °С, при которой и становится возможным исключение АТК из схемы работы агрегата синтеза при обеспечении проектной холодопроизводительности двумя АХУ на уровне 6,28 МВт·ч.

Достоверность проведенных тепловых расчетов была подтверждена внедрением способа резервирования АТК на промышленном агрегате синтеза ЧАО «Северодонецкое объединение АЗОТ» в условиях снижения температуры циркуляционного газа на входе конденсационной колонны до величины 35,5 °С при температуре атмосферного воздуха менее 5 °С [8], что позволило снизить расход электроэнергии на 8,6 млн. кВт·ч (19,4 кВт·ч/тNH<sub>3</sub>). Этим и объясняется резкий скачок для кривой  $S_{АТК}$  при температуре

$t_{ПК} = 27,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ , а, следовательно, и температуры циркуляционного газа на входе блока вторичной конденсации на уровне  $36\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Кроме того, представленная зависимость для  $C_0$  и  $C_{АТК}$  подчеркивает и недостаток способа регулирования производительности АТК, который возможен лишь в диапазоне 50–100 %. Пунктирная линия для этих зависимостей позволяет количественно определить перерасход электроэнергии при таком способе регулирования в диапазоне изменения  $t_{ПК} = 27,5\text{ }^{\circ}\text{C}–32,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ , при котором температура циркуляционного газа на входе блока вторичной конденсации будет изменяться в пределах  $36–41\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Полученная оптимальная температура  $t_{ПК}$  определяет и режим работы ПХУ (пунктирная линия на рис. 3). В соответствии с рис. 4 снижение температуры  $t_{ПК}$  с 35 до  $27\text{ }^{\circ}\text{C}$  обеспечит при среднегодовой работе агрегата 4320 ч (6 месяцев) в условиях повышенной температуры атмосферного воздуха экономический эффект свыше 6 млн. грн.

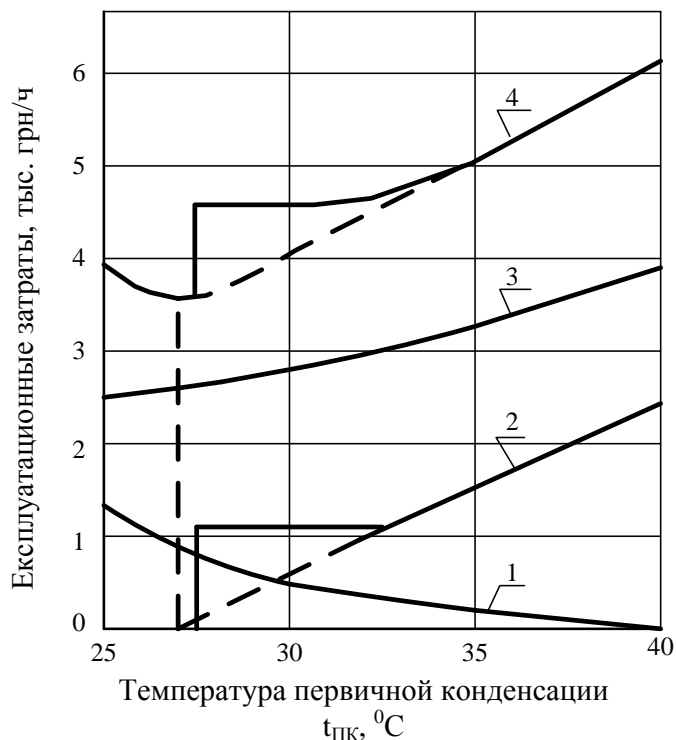


Рисунок 4 – Зависимости эксплуатационных затрат конденсационных систем агрегата синтеза аммиака от температуры первичной конденсации при  $t_{ВК} = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$ : 1 – затраты электроэнергии в ПХУ,  $C_{ПХУ}$ ; 2 – затраты электроэнергии в АТК,  $C_{АТК}$ ; 3 – затраты природного газа и глубокообессоленной воды во вспомогательном паровом котле,  $C_{ДК}$ ; 4 – общие затраты,  $C_0$

Таким образом, синтезированное аппаратно-технологическое оформление блока первичной конденсации позволяет полностью исключить из схемы агрегата синтеза аммиачный турбокомпрессорный холодильный агрегат, снизить температуру первичной конденсации до оптимальной величины  $27\text{ }^{\circ}\text{C}$ , а следовательно и нагрузку на центробежный трехкорпусный компрессор отделения синтеза, что позволяет при производительности агрегата  $55,625\text{ т/ч}$  уменьшить потребление электроэнергии в среднем на  $32\text{ кВт}\cdot\text{ч/т NH}_3$ , а природного газа на  $2,67\text{ м}^3/\text{т NH}_3$ .

#### Литература

1. Бабіченко А.К. Вплив температури первинної конденсації на ефективність експлуатації великотонажних агрегатів синтезу аміаку / А.К. Бабіченко, В.І. Тошинський // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2008. – № 3/4 (33). – С. 23–27.
2. Кузнецов Л.Д. Синтез аммиака / Л.Д. Кузнецов, А.М. Дмитренко, П.Д. Рабина и др.; под. ред. Л.Д. Кузнецова. – М.:Химия, 1982. – 296 с.
3. Ефимов В.Т. Повышение эффективности работы абсорбционных холодильных установок в агрегатах синтеза аммиака большой мощности / В.Т. Ефимов, С.А. Ерощенко, А.К. Бабиченко // Холодильная техника. – 1979. – № 2. – С. 23–26.

4. Холодильные машины: Учебн. для ВУЗов по специальности «Холодильные машины и установки» / Н.Н. Кошкин, И.А. Сакур, Е.М. Бамбушек и др. ; Под общ. ред. И.А. Сакуна. – Л.: Машиностроение, 1985. – 510 с.
5. Установка для виробництва аміаку. Патент № 34437. Україна. МПК (2006) F25B 15/2, F25B 49/00, C01 C1/00 / Бабіченко А.К., Тошинський В.І. – № 200803380; Заявл. 13.03.2008; Опубл. 11.08.2008, Бюл. №15.
6. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. – М.: Наука, 1972. – 720 с.
7. Соколов Е.Я. Струйные аппараты / Е.Я. Соколов, Н.М. Зингер. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 350 с.
8. А.с. № 1002756 СССР, МКИ F25B 15/04, F25B 49/00, C01 C1/04. Способ регулирования производительности агрегата синтеза аммиака / А.К. Бабиченко, С.А. Ерощенков, В.Т. Ефимов и др. (СССР). – № 3355767/23-06; Заявл. 04.11.81; Опубл. 07.03.83, Бюл. №9. – 4 с.

УДК 661.53:66.048.8

Бабіченко А.К., Тошинський В.І.

### **ОПТИМІЗАЦІЯ ТА АПАРАТУРНО-ТЕХНОЛОГІЧНЕ ОФОРМЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ПЕРВИННОЇ КОНДЕНСАЦІЇ АГРЕГАТИВ СИНТЕЗУ АМІАКУ**

За результатами досліджень шляхом математичного моделювання відділення синтезу аміаку встановлена наявність оптимальної величини температури первинної конденсації. Синтезоване апаратурно-технологічне оформлення додаткової холодильної системи для забезпечення цієї температури. Достовірність проведених досліджень підтверджена частковим впровадженням, що забезпечило зниження витратної норми споживання електроенергії на 19,4 кВт·год/т NH<sub>3</sub>.

Babichenko A.K., Toshinskiy V.I.

### **THE OPTIMIZATION AND THE APPARATUS AND TECHNOLOGICAL DESIGN OF THE PRIMARY CONDENSATION PROCESS OF SYNTHESIS AMMONIA AGGREGATES**

As a result of researches by the mathematical design of ammonia synthesis sector the presence of the temperature optimum of the primary condensation was obtained. Apparatus and technological design of the additional refrigeration system was synthesized for providing of this temperature. Conducted researches were confirmed by partial introduction, that made it possible to decrease consumption expense norm of electric power on 19,4 kW per hour for a tone of ammonia.