

Janusz WANDRASZ,  
Marek JANUSZ,  
Kazimierz WALECZEK

## WPLYW PARAMETRÓW TERMICZNYCH PRACY SPRĘŻARKI NA OBIEG SYNTEZY AMONIAKU

**Streszczenie:** W pracy przedstawiono analizę wpływu obniżenia temperatury gazu syntezowego przed sprężarką na zmianę parametrów termicznych pracy obiegu. W obliczeniach uwzględniono zmianę ciśnienia gazu w układzie oraz wprost wydajności procesu. Analizę matematyczną oparto na wynikach badań rzeczywistego procesu.

### 1. WSTĘP

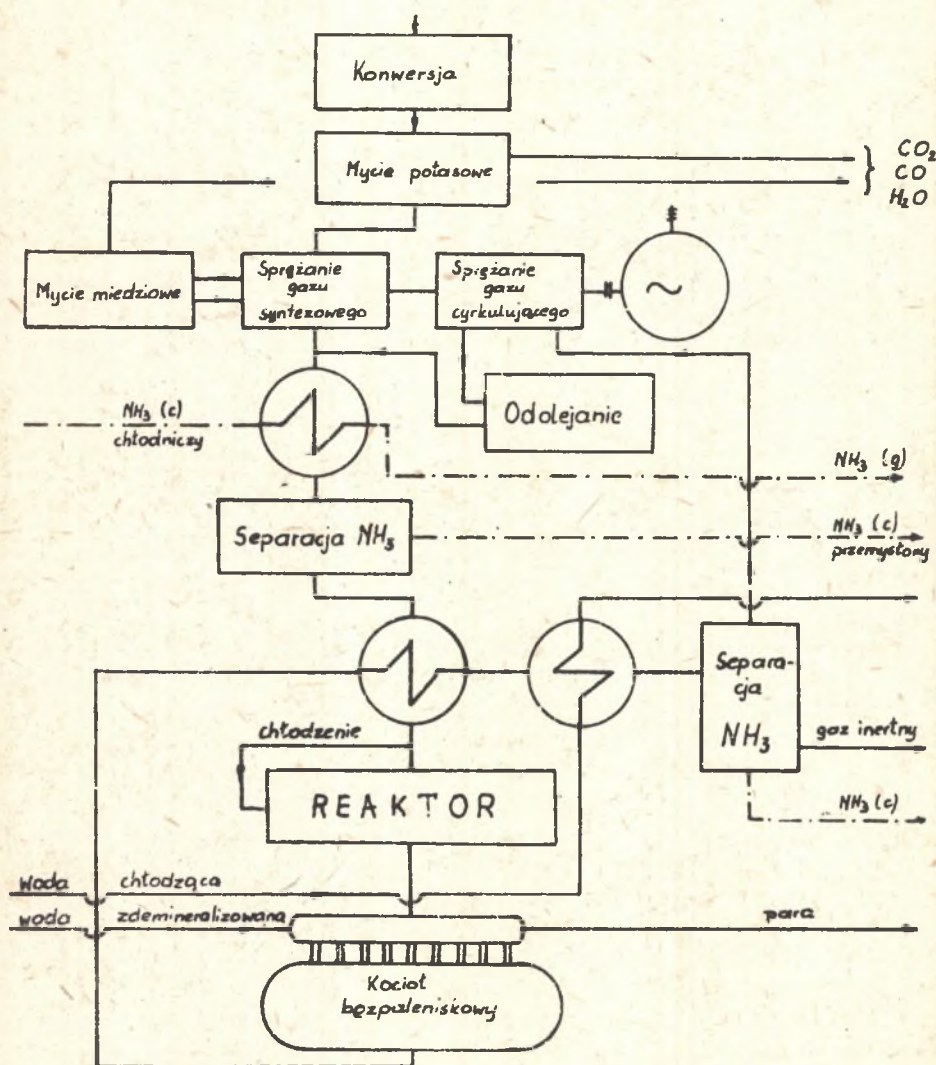
Analizowany obieg syntezy amoniaku przedstawiono na rys. 1. Otrzymany w procesie konwersji gaz syntezowy pozbawiony pary wodnej poddawany jest procesowi mycia żużlem potasowym celem zaabsorbowania zawartego w nim dwutlenku węgla.

Gaz z mycia potasowego o parametrach  $p = 2,1$  MPa i  $T = 320$ K płynie przez separator żużla na ssanie układu kompresorowo-cyrkulacyjnego. Układ sprężarki obejmuje cztery stopnie sprężania gazu syntezowego oraz cylindry obiegu sprężania i przetłaczania gazu cyrkulującego.

Pomiędzy drugim a trzecim stopniem sprężania gaz poddawany jest myciu miedziowemu dla usunięcia resztek CO i CO<sub>2</sub>. Proces mycia miedziowego z uwagi na zachodzące w nim zjawiska absorpcji i desorpcji narzuca powracającym do sprężania gazom właściwe sobie parametry termiczne.

Sprężony gaz po wyjściu z każdego stopnia przechodzi przez międzystopniową chłodnicę wodną. Oczyszczony z ewentualnych zanieczyszczeń i schładzany w chłodnicy międzystopniowej gaz za czwartym stopniem łączy się z gazem cyrkulującym. Oba gazy wprowadza się do schładzacza - separatora, w którym następuje wykraplanie się amoniaku z gazu cyrkulującego. Schładzanie oparte jest na procesie parowania amoniaku ciekłego (chłodniczego).

Dalszy przebieg procesu polega na przetransportowaniu gazów do reaktora, w którym zachodzi proces katalitycznej syntezy amoniaku. Proces ten przebiega w określonej regulowanej temperaturze. Część gazu doprowadzonego do reaktora wprowadzana jest odrębnym przewodem stanowiąc czynnikiem chłodzącym. Gaz gorący po procesie syntezy oddaje ciepło w kotle bezpaleniskowym, a następnie w kolejnych wymiennikach ciepła, przy czym oddzielenie



Rys. 1. Schemat instalacji syntezy amoniaku

ciekłego amoniaku następuje w separatorze amoniaku, skąd odprowadza się część gazów inertnych, co konieczne jest dla zachowania odpowiednich koncentracji składników inertnych w dalszej części obiegu.

Przedstawiona praca ma na celu wykazać możliwość oraz metodykę obliczeń zwiększenia produkcji instalacji, po wprowadzeniu modernizacji polegającej na zastosowaniu dodatkowego wymiennika ciepła przed sprężarką powodującego obniżenie temperatury gazu ssanego i tym samym zmianę parametrów w układzie, dającą w konsekwencji zwiększenie produkcji  $NH_3$ .

## 2. ZAŁOŻENIA

W rozważaniach przyjęto rozpatrzeć zachowanie się części układu syntezy amoniaku spowodowane zmianą temperatury gazu zasysanego do pierwszego stopnia sprężarki w przedziale wartości rzeczywistej wynikającej z pomiaru i temperatury otoczenia.

$$T_{ot} < T_{SI} \leq T_{SOI} \quad (1)$$

Obniżenie temperatury gazu powoduje zwiększenie ilości substancji zasysanej, przy czym zakłada się, że objętości skokowe cylindrów nie ulegają zmianie ( $V_{cyl} = \text{idem}$ ).

Ilość zasysanego gazu do pierwszego cylindra po zmianie parametrów układu wyniesie:

$$\dot{m} = \dot{m}_0 \cdot z \frac{T_{SOI} \cdot P_{SI}}{T_{SI} \cdot P_{SOI}} \quad (2)$$

gdzie  $z$  jest stosunkiem współczynników ściśliwości  $G_0/G = f(T_r, P_r)$ .

Przyjmując, że proces wymiany ciepła w chłodnicy międzystopniowej przebiega izobarycznie, wartość ciśnienia ssania stopnia następnego będzie odpowiadała ciśnieniu tłoczenia stopnia poprzedniego:

$$P_{tn} = P_{sn+1} \quad (3)$$

Parametry gazu dopływającego do każdego stopnia przy znanej jego ilości muszą spełniać równanie (4) (słuszne przy stałej objętości skokowej danego stopnia):

$$\frac{T_{sn}}{P_{sn}} : \dot{m} = z \frac{T_{son}}{P_{son}} \cdot \dot{m}_0 \quad (4)$$



Zakłada się ponadto, że w każdym ze stopni sprężarki realizowana jest przemiana politropowa o równaniu:

$$p v^n = \text{idem} , \quad (5)$$

przy czym przyjęto, że wykładnik politropowy zmienia się nieznacznie po zmianie parametrów na ssaniu sprężarki:

$$v_{on} \approx v_n . \quad (6)$$

Gaz po drugim stopniu sprężarki kierowany jest na mycie mi dziołowe, gdzie jego strumień masy zmniejsza się o wartość  $\Delta \dot{m}_m$ . W celu uwzględnienia tej zmiany założono stały stosunek ubytku strumienia masy gazu sprężanego między drugim a trzecim stopniem sprężarki do strumienia gazu zasysanego:

$$\frac{\Delta \dot{m}_{om}}{\dot{m}_o} = \text{idem} \quad (7)$$

Związek pomiędzy temperaturami na dolocie i wylocie z chłodnicy międzystopniowej przy zmianie parametrów pracy układu można wyznaczyć z równania Hudlera ważnego dla wymienników przeciwprądowych:

$$T_{sn+1} = T_{tn} - (T_{tn} - T_{wd}) \frac{1 - \exp(-Fk\bar{W}^{-1})}{1 - \frac{W_1}{W_2} \cdot \exp(-Fk\bar{W}^{-1})} , \quad (8)$$

gdzie:

$$\frac{1}{\bar{W}} = \frac{1}{W_1} - \frac{1}{W_2}$$

Dla stałej powierzchni wymiany ciepła oraz przyjmując małą zmienność wielkości  $k$ ,  $W_1$  i  $W_2$  zakłada się, że:

$$\frac{1 - \exp(-Fk\bar{W}^{-1})}{1 - \frac{W_1}{W_2} \exp(-Fk\bar{W}^{-1})} = \text{idem}$$

Stałą tę można wyznaczyć na podstawie rzeczywistych parametrów pracy sprężarki (pomiar jednorazowy).

Przedstawione powyżej założenia pozwalają określić międzystopniowe parametry pracy sprężarki. Podstawowym parametrem koniecznym do wyznaczenia jest jednak ciśnienie końcowe sprężarki (ciśnienie tłoczenia czwartego stopnia).

Ciśnienie to musi być równe ciśnieniu tłoczenia pomp cyrkulacyjnych:

$$P_{tIV} = P_{tc} = P_{sc} + \Delta p_c \quad (9)$$

W celu wyznaczenia ciśnienia tłoczenia pomp cyrkulacyjnych przyjmuje się następujące założenia:

- względny przyrost strumienia masy czynnika cyrkulującego jest równy względnemu przyrostowi strumienia masy sprężanego gazu świeżego:

$$\frac{\dot{m}_{oc}}{\dot{m}_c} = \frac{\dot{m}_o}{\dot{m}} \quad (10)$$

- opory przepływu w układzie syntezy amoniaku wznoszą się w kwadracie przyrostu strumienia gazu cyrkulującego:

$$\frac{\Delta p_{oc}}{\Delta p_c} = \left( \frac{\dot{m}_{oc}}{\dot{m}_c} \right)^2 = \left( \frac{\dot{m}_o}{\dot{m}} \right)^2 \quad (11)$$

- objętości składowe cylindrów pomp cyrkulacyjnych nie ulegają zmianie:

$$\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \cdot \dot{m}_c = z_c \frac{T_{soc}}{P_{soc}} \cdot \dot{m}_{oc} \quad (12)$$

przy czym temperatura na ssaniu pomp cyrkulacyjnych nie zmienia się, co narzucone jest technologią procesu:

$$T_{sc} = T_{soc} \quad (13)$$

Dla realności założeń przyjmuje się również, że sprężarka posiada układ regulacji nie pozwalający przekroczyć ciśnienia maksymalnego  $P_{max}$ .

Warunek ten określa minimalną temperaturę do jakiej można schłodzić gaz na ssaniu sprężarki. Dalsze schładzanie spowoduje zadsiakanie układu zabezpieczającego ze względu na przekroczenie ciśnienia końcowego  $p_{max}$ .

### 3. PRZEBIEG OBLICZEŃ

Przy zmianie parametrów gazu na ssaniu sprężarki należy sprawdzić warunek:

$$P_{tIV} < P_{tIV \max}$$

W celu wyznaczenia ciśnienia tłoczenia sprężarki  $P_{tIV}$  wykorzystując się zależności (2), (9), (10), (11), (12), (13), przy czym wykorzystanie zależności (12) wymaga zastosowania metody prób w celu określenia współczynników ściśliwości  $\phi$ .

Podobnie stosując metodę prób obliczyć można parametry międzystopniowo pracy sprężarki, wykorzystując zależności (2), (3), (4), (5), (6), (7), (8).

Uzyskane powyżej dane pozwalają w oparciu o znane sprawności pracy sprężarki wyznaczyć zużycie energii i zwiększenie ilości gazu wprowadzanego do procesu syntezy.

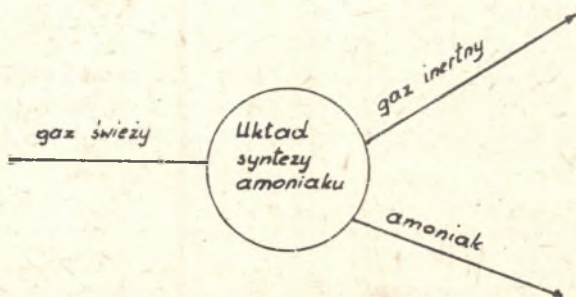
Zwiększenie produkcji amoniaku bez wnikania w proces katalitycznej syntezy i przy założeniu, że układ jest zdolny przerobić wprowadzoną ilość gazu, można obliczyć z warunku stałości stężenia inertów np. argonu. Udział gramowy składnika inertnego winien być stały w strumieniu gazów cyrkulujących, co prowadzi do warunku:

$$\dot{m}_{gi} \cdot \varepsilon_{Ar} = \dot{m}_{sw} \cdot \varepsilon'_{Ar} \quad (14)$$

Ilość dodatkowo produkowanego amoniaku wynika z równania bilansu substancji całego układu (rys. 2), dla przypadku pracy w warunkach pomiarowych i po modernizacji:

$$\dot{m}_{sw} = \dot{m}_{gi} + \dot{m}_a \quad (15)$$

$$\dot{m}_{sw} + \Delta \dot{m}_{sw} = \dot{m}'_{gi} + (\dot{m}_a + \Delta \dot{m}_a) \quad (16)$$



Rys. 2. Bilans substancji układu syntezy amoniaku

## 4. PRZYKŁAD OBLICZENIOWY

W przykładzie pominięto obliczenia międzystopniowych parametrów pracy sprężarki jako nie mające większego znaczenia dla przebiegu. Skoncentrowano się jedynie na obliczeniu końcowego ciśnienia tłoczenia oraz przyrostu produkcji amoniaku przy obniżeniu temperatury na ssaniu sprężarki o  $\Delta T = 15$  K.

4.1. Obliczenie produkcji amoniaku przed modernizacją układu

Dane wykorzystane w obliczeniach uzyskane z pomiarów przedstawiono w tabeli 1.

Tabela 1

Dane pomiarowe							
S p r e ż a r k i							
$T_{soI}$	$P_{soI}$	$T_{toIV}$	$\bar{p}_{toIV}$	$\dot{m}_o$	$\frac{\Delta \dot{m}_{om}}{\dot{m}_o}$	$P_{tIVmax}$	$\epsilon_{Ar}$
[K]	[bar]	[K]	[bar]	[kg/s]	[%]	[bar]	[%]
321	21	375	333	4,6	14,5	350	2,3
P o m p y c y r k u l a c y j n e							
$T_{soc}$	$P_{soc}$	$T_{toc}$	$P_{toc}$	$\dot{m}_{oc}$	$\epsilon_{Ar}$		
[K]	[bar]	[K]	[bar]	[kg/s]	[%]		
297	306	306	333	24	28,7		

Na podstawie składu gazu sprężanego i cyrkulującego obliczono parametry pseudokrytyczne gazów [2].

Gaz sprężany

$$T_{pk} = 62,8 \text{ K}$$

$$p_{pk} = 19,7 \text{ bar}$$

Gaz cyrkulacyjny

$$T_{pkc} = 101,7 \text{ K}$$

$$p_{pkc} = 26,2 \text{ bar}$$

Strumień gazu świeżego dopływającego do układu syntezy amoniaku wynika z zależności (7):

$$\dot{m}_{o\text{św}} = 1 - \frac{\Delta \dot{m}_{om}}{\dot{m}_o} \cdot \dot{m}_o = 3,933 \text{ kg/s}$$



Strumień odprowadzanych gazów inertnych określano z warunku (14):

$$\dot{m}_{ogi} = \frac{\dot{m}_{osw} \cdot \varepsilon_{Ar}}{\varepsilon_{Ar}} = 0,315 \text{ kg/s}$$

oraz z równania (16) strumień produkowanego amoniaku:

$$\dot{m}_{oa} = \dot{m}_{osw} - \dot{m}_{ogi} = 3,618 \text{ kg/s}$$

#### 4.2. Obliczenie ciśnienia tłoczenia sprężarki po obniżeniu temperatury na ssaniu ( $\Delta T = 15 \text{ K}$ )

Strumień zasysanego gazu sprężanego wynika z równania (2) i wynosi:

$$\dot{m} = \dot{m}_o \cdot z \frac{T_{soI} \cdot p_{sI}}{T_{sI} \cdot p_{soI}} = 4,85 \text{ kg/s},$$

gdzie:

$$z = \frac{G_{soI}}{G_{sI}},$$

przy czym współczynniki ściśliwości odczytuje się z wykresu [1] na podstawie parametrów zredukowanych:

$$T_{rsoI} = \frac{T_{soI}}{T_{pk}} = 5,11$$

$$G_{soI} = 1,030$$

$$p_{rsoI} = \frac{p_{sI}}{p_{pk}} = 1,065$$

oraz

$$T_{rsI} = \frac{T_{sI}}{T_{pk}} = 4,87$$

$$G_{sI} = 1,025$$

$$p_{rsI} = \frac{p_{sI}}{p_{pk}} = 1,065$$

Do obliczeń strumienia czynnika cyrkulującego posłużono się równaniem i wynosi on:

$$\dot{m}_c = \dot{m}_{oc} \cdot \frac{\dot{m}}{\dot{m}_o} = 25,3 \text{ kg/s}$$



Ciśnienie na ssaniu pomp cyrkulacyjnych wynika z zależności (12):

$$p_{sc} = p_{soc} \frac{T_{sc}}{T_{soc}} \cdot z_c \cdot \frac{\dot{m}_c}{\dot{m}_{oc}} = 322,6 \text{ bar,}$$

przy czym ze względu na trudność obliczenia parametrów zredukowanych założono  $z_c = 1$ .

Na podstawie wyznaczonego wstępnie ciśnienia  $p_{sc}$  współczynniki ściśliwości wynoszą:

$$T_{rsoc} = \frac{T_{soc}}{T_{pkc}} = 2,92$$

$$p_{rsoc} = \frac{p_{soc}}{p_{pkc}} = 11,68$$

$$G_{soc} = 1,26$$

oraz

$$T_{rsc} = \frac{T_{sc}}{T_{pkc}} = 2,92$$

$$p_{rsc} = \frac{p_{sc}}{p_{pkc}} = 12,31$$

$$G_{sc} = 1,28$$

$$z_c = \frac{G_{soc}}{G_{so}} = 0,984$$

Po skorygowaniu wartości  $z_c$  otrzymano poprawioną wartość ciśnienia  $p_{sc}$ :

$$(p_{sc})_{kor} = 317,4 \text{ bar}$$

Zmianę oporów przepływu w układzie syntezy amoniaku ujmuje równanie (11):

$$\Delta p_c = \Delta p_{oc} \left( \frac{\dot{m}_c}{\dot{m}_{oc}} \right)^2 = (p_{toc} - p_{soc}) \left( \frac{\dot{m}_c}{\dot{m}_{oc}} \right)^2 = 30 \text{ bar,}$$

a ciśnienie tłoczenia sprężarki równanie (9), skąd:

$$p_{tIV} = p_{tc} = p_{so} + \Delta p_c = 347,4 \text{ bar,}$$

co daje

$$p_{tIV} < p_{tIVmax}$$

#### 4.3. Obliczenie przyrostu produkcji amoniaku po obniżeniu temperatury na ssaniu ( $\Delta T = 15 \text{ K}$ )

Obliczenia prowadzone są podobnie jak w pkt. 4.1., skąd strumień gazu świeżego dopływającego do układu syntezy amoniaku wynosi:

$$\dot{m}_{\text{św}} = \left(1 - \frac{\Delta \dot{m}}{\dot{m}}\right) \cdot \dot{m} = 4,147 \text{ kg/s}$$

strumień odprowadzonych gazów inertych:

$$\dot{m}_{\text{gi}} = \frac{\dot{m}_{\text{św}} \cdot \varepsilon_{\text{Ar}}}{\varepsilon_{\text{Ar}}} = 0,332 \text{ kg/s}$$

oraz strumień produkowanego amoniaku:

$$\dot{m}_{\text{a}} = \dot{m}_{\text{św}} - \dot{m}_{\text{gi}} = 3,815 \text{ kg/s}$$

Przyrost produkcji amoniaku wynika z porównania produkcji przed i po zmianie parametrów gazu na ssaniu:

$$\Delta \dot{m}_{\text{a}} = \dot{m}_{\text{a}} - \dot{m}_{\text{oa}} = 0,197 \text{ kg/s}$$

co procentowo daje wynik:

$$\frac{\Delta \dot{m}_{\text{a}}}{\dot{m}_{\text{oa}}} = 5,44 \%$$

## 5. WNIOSKI

W analizowanym przykładzie obliczeniowym obniżenie temperatury ssania sprężarki o  $\Delta T = 15 \text{ K}$  spowodowało wzrost ciśnienia na tłoczeniu do wartości zbliżonej do ciśnienia maksymalnego  $P_{\text{TIV max}}$ .

Dalsze obniżenie temperatury ssania spowoduje zadziałanie zaworu bezpieczeństwa. Tak więc obliczony wzrost produkcji amoniaku o 5,44 % należy traktować jako maksymalny efekt zastosowania dodatkowego wymiennika ciepła na ssaniu pomp cyrkulacyjnych.

W opracowaniu nie uwzględniono ponadto warunków pracy reaktora, w którym zachodzi proces syntezy. Przyjęto, że możliwa jest taka regulacja strumienia gazu, aby zapewniona była właściwa temperatura procesu, natomiast zachowanie stałego stężenia inertych nie przyczyni się do zatrucia katalizatora.

## OZNACZENIA

- $F$  - powierzchnia chłodnicy międzystopniowej,  $m^2$ ,  
 $\xi_{Ar}$ ,  $\xi_{Ar}'$  - udział gramowy argonu w gazach inertnych i gazie świeżym,  
 $k$  - współczynnik przenikania ciepła,  $W/m^2 K$ ,  
 $\dot{m}$  - strumień masowy,  $kg/s$ ,  
 $\Delta \dot{m}_m$  - ubytek strumienia masy gazu podczas mycia miedzianego,  $kg/s$ ,  
 $p$  - ciśnienie, bar,  
 $T$  - temperatura bezwzględna, K,  
 $V$  - objętość skokowa cylindrów,  $m^3$ ,  
 $W$  - pojemność cieplna czynnika,  $W/K$ ,  
 $z$  - stosunek współczynników ściśliwości,  
 $\gamma$  - wykładnik politropy,  
 $\delta$  - współczynnik ściśliwości.

## INDEKSY

- $a$  - amoniak,  
 $c$  - parametry gazu cyrkulacyjnego,  
 $gi$  - gaz inertny,  
 $n$  - numer stopnia,  
 $o$  - parametry przed modernizacją układu,  
 $pk$  - parametry pseudokrytyczne,  
 $r$  - parametry zredukowane,  
 $s$  - parametry ssania,  
 $\acute{sw}$  - gaz świeży,  
 $t$  - parametry tłoczenia.

## LITERATURA

- [1] Praca zbiorowa: Technologia związków azotowych Tom I. Amoniak syntetyczny. PWT, Warszawa 1955.  
 [2] J. Szargut: Teoria procesów cieplnych. PWN, Warszawa 1973.  
 [3] J. Szargut: Termodynamika. PWN, Warszawa 1974.

Wpłynęło do Redakcji w maju 1981

Recenzent: Prof. dr hab. inż. Olbrach: Złanicoski

## ВЛИЯНИЕ ТЕРМИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ РАБОТЫ КОМПРЕССОРА НА ЦИКЛ СИНТЕЗА АММИАКА

## Р е з ю м е

В работе представлен анализ влияния понижения температуры синтез - газа на входе компрессора на изменение термических параметров цикла. В расчетах учтено изменение давления газа в системе и его влияние на увеличение эффективности процесса. Математический анализ основан на результатах исследований реального процесса.

## AN INFLUENCE OF A COMPRESSOR'S THERMIC PARAMETERS ON THE AMMONIA SYNTHESIS CIRCULATION

## S u m m a r y

The paper presents an analysis of an influence of lowering the temperature of synthesis gas before a compressor on the change in thermic parameter of circulation. The calculation has taken a change in gas pressure in the system into account, as well as an increase of the process efficiency. The mathematical analysis has been based on the results of the actual process itself.