



Fakultet kemijskog inženjerstva i tehnologije
Sveučilište u Zagrebu

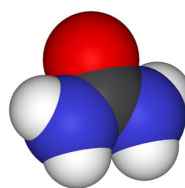
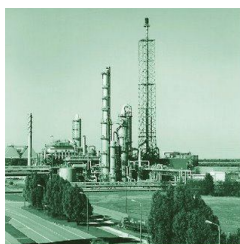
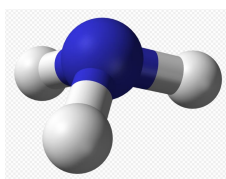
Diplomski studij **KEMIJSKO INŽENJERSTVO**

Kolegij: Naftno - petrokemijsko inženjerstvo

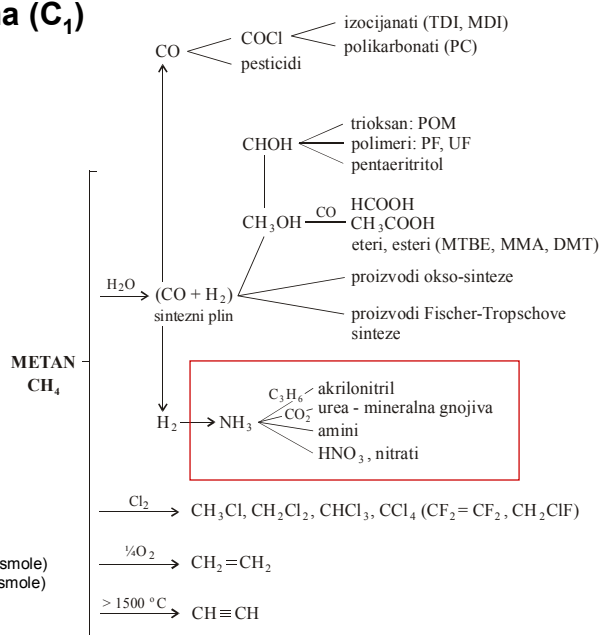
Proizvodi metana **AMONIJAK I UREA**

Prof. dr. sc. Ante Jukić

Zavod za tehnologiju nafte i petrokemiju / Savska cesta 16 / tel. 01-4597-128 / ajukic@fkit.hr

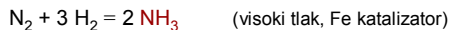


Proizvodi metana (C₁)



TDI = toluen-diizocijanat
MDI = difenilmetan-diizocijanat
POM = poli(oksimetilen)
PF = fenol-formaldehidni polimeri (smole)
UF = urea-formaldehidni polimeri (smole)
MTBE = metil-*tert*-butil-eter
MMA = metil-metakrilat
DMT = dimetil-tereftalat

AMONIJAK



Početak proizvodnje: 1913. g., BASF, Oppau, Ludwigshafen, Njemačka
 Sirovine: vodik / elektrokemijski, a zatim iz vodenog plina; dušik / iz zraka
 Proces: HABER – BOSCH, prema autorima

Proizvodnja:

1918. g.: 60.000 t (Oppau), 130.000 t (Leuna – Merseburg)

2006. g.: 150.000.000 t (6. kemikalija u svijetu po količini; Petrokemija, Kutina: 450.000 t / god.)



Fritz Haber, profesor kemije na Karlsruhe Technische Hochschule; proveo prvu sintezu amonijaka, 1907. godine (600 °C, 200 bar, Fe-reaktor, iskoristivost 5 %).

Nobelova nagrada za kemiju 1918. godine.

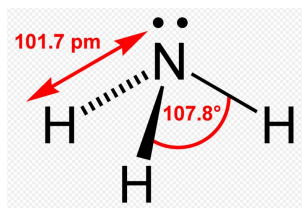


Carl Bosch, osmislio proces; reaktor "cijev u cijevi" (spriječena difuzija vodika), visoki tlak, velika iskoristivost.

Nobelova nagrada za katalizu 1931. godine.

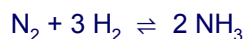
Autori i prvi patent izravne proizvodnje amonijaka sintezom iz elemenata

Kemijska formula amonijaka: NH_3 , $t_v = -33,3 \text{ } ^\circ\text{C}$.



- osnovica gotovo svih sintetički proizvedenih dušikovih spojeva -
 proizvodnja mineralnih gnojiva, uree, dušične kiseline i akrilonitrila;
 upotrebljava se u rashladnim uređajima te metalurgiji.

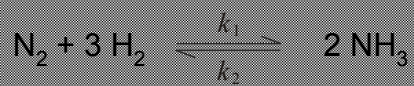
Najvažniji postupak pripreme amonijaka izravna je sinteza sastavnih elemenata, dušika i vodika:



pri visokom tlaku i uz katalizator.

Reakcijski čimbenici

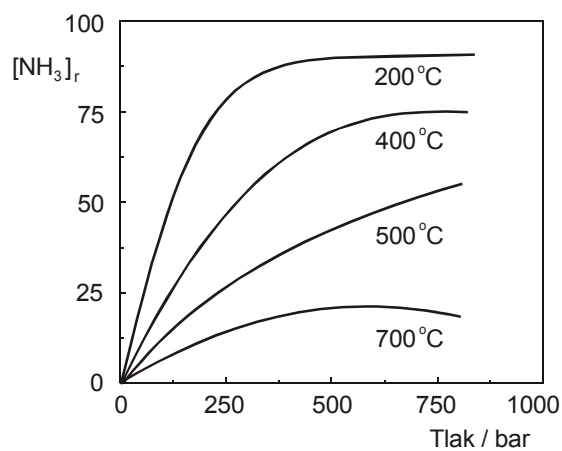
Temeljna reakcija:



$$\Delta H = -92 \text{ kJ mol}^{-1}, \Delta S = -198 \text{ kJ mol}^{-1}, \Delta G = -16,3 \text{ kJ mol}^{-1}$$

$$K_p = \frac{p_{\text{NH}_3}^2}{p_{\text{N}_2} \cdot p_{\text{H}_2}^3}$$

Utjecaj tlaka i temperature u reakciji dušika i vodika na ravnotežnu koncentraciju nastalog amonijaka



Konstanta ravnoteže, K_r , i ravnotežni tlak amonijaka, $p(\text{NH}_3)$, u reakciji dušika i vodika u ovisnosti o temperaturi i tlaku

$t / ^\circ\text{C}$	K_r	$p(\text{NH}_3)$		
		1 bar	10 bar	100 bar
25	$5,27 \cdot 10^5$	0,937	9,80	99,3
100	$0,275 \cdot 10^3$	0,660	8,76	95,9
200	$0,382 \cdot 10^0$	0,172	5,37	81,9
300	$0,452 \cdot 10^{-2}$	0,031	2,07	58,0
400	$0,182 \cdot 10^{-3}$	0,00781	0,682	34,1
500	$0,160 \cdot 10^{-4}$	0,00271	0,259	18,2

- maksimalna iskoristivost na amonijaku postiže se pri visokom tlaku i niskoj temperaturi

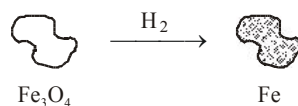
- reakcija s tehnički prihvatljivom brzinom postiže se djelovanjem katalizatora: energija aktivacije od vrlo velike vrijednosti 230 kJ mol^{-1} smanjuje se na oko 80 kJ mol^{-1}

Veći je broj veoma djelotvornih katalizatora za sintezu amonijaka, posebice **Fe**, **Ru**, **Re** i **Os**, ali su najvažniji (ekonomični) oni na temelju željeza.

Najčešće se javljaju u dva oblika:

a) *spužvasto željezo*

Priredio A. Mittasch, njemački kemičar (BASF), redukcijom željezova oksida:



Nastalo željezo zadržava isti oblik, ali uz poroznu strukturu s veličinom pora u rasponu 5...10 nm, uz značajno povećanje ukupne katalitičke površine.

b) *željezo uz kalijev oksid* ($\text{Fe} + \text{K}_2\text{O}/\text{Al}_2\text{O}_3$)

Optimalna djelotvornost obaju oblika katalizatora postiže se pri temperaturi oko 500 °C i tlaku 100...300 bara, pa su to ujedno i najčešći radni uvjeti u procesu dobivanja amonijaka.

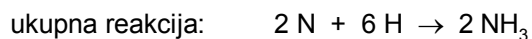
Sumporovi spojevi su veoma jaki **katalitički otrovi**, pa se njihov udjel u reakcijskom plinu mora smanjiti na vrijednost manju od, $S < 0,5 \text{ mg kg}^{-1}$.

Katalitički otrovi su također CO i CO₂, kao i H₂O i O₂, jer se vežu na aktivne centre katalizatora i tako smanjuju njegovu aktivnost, pa se također moraju potpuno ukloniti.

Katalizator se može obnavljati, ali zbog neekonomičnosti procesa u praksi se to rijetko provodi, te se zamjenjuje svježim.

Mehanizam djelovanja katalizatora

Zbog vrlo čvrste veze N≡N, od 945 kJ mol⁻¹, prema čvrstoći C–C veze od 347 kJ mol⁻¹, odnosno H–H veze od 436 kJ mol⁻¹, brzina reakcije nastajanja amonijaka izravno ovisi o brzini pucanja veze dušikove molekule. Energija aktivacije smanjuje se utjecajem katalizatora, a reakcija se odvija na katalitičkim aktivnim centrima (*) nizom sljedećih elementarnih reakcija:



Ta reakcijska shema potvrđena je brojnim eksperimentalnim rezultatima uz željezov katalizator, a posebice nastajanje međureakcijskih iminskih skupina.

Katalitički proces sastoji se od sljedećih stupnjeva:

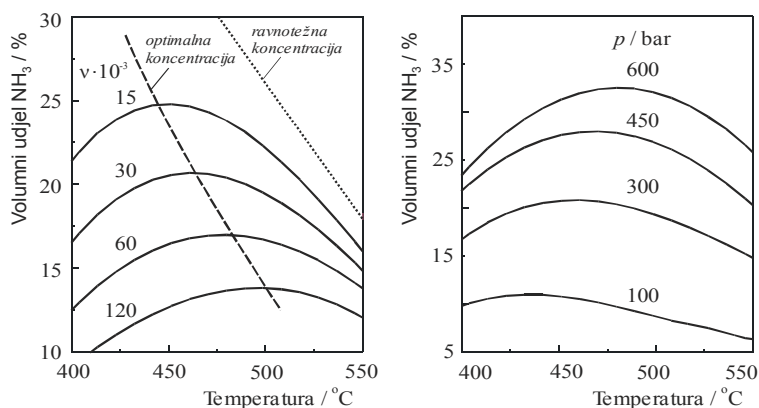
- a) difuzija molekula dušika i vodika do površine katalizatora
- b) kemisorpcija N_2 i H_2 na površinu katalizatora
- c) kemijska reakcija adsorbiranih molekula
- d) desorpcija proizvoda (NH_3)
- e) difuzija proizvoda (NH_3) s površine katalizatora u plinsku fazu.

Reakcija kemisorpcije dušika (b) najsporiji je reakcijski stupanj, pa određuje ukupnu brzinu reakcije nastajanja amonijaka.

(1) količina amonijaka pri stehiometrijskom udjelu H_2 i N_2 u početnoj reakcijskoj smjesi u ovisnosti o temperaturi i vremenu zadržavanja, odnosno prostornoj brzini (v), i pri ukupnom tlaku $p = 300$ bara

(2) utjecaj tlaka i temperature pri stalnoj prostornoj brzini, $v = 30 \text{ h}^{-1}$

Prema tim utjecajima mogu se odrediti optimalni procesni uvjeti.

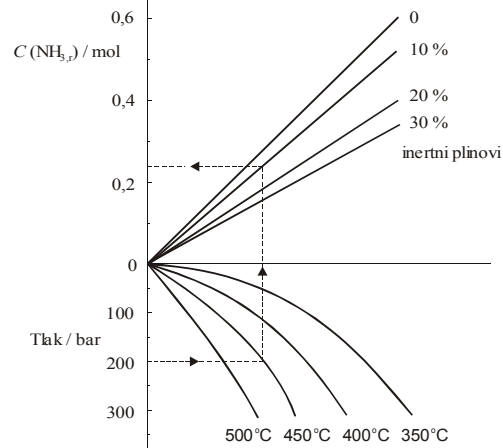


Ravnotežna koncentracija amonijaka [NH_3] u ovisnosti o:

- a) prostornoj brzini (v / h^{-1}); i b) tlaku reakcijske smjese (p / bar)

Povratom nereagiranih H_2 i N_2 iz reakcijske smjese, povećava se i količina inertnih plinova (CH_4 , Ar, He...) koji smanjuju parcijalne tlakove reaktanata i tako smanjuju ukupnu brzinu reakcije.

Zbog toga se inertni plinovi, nakon određenog vremena odnosno, pri njihovoj povećanoj koncentraciji, moraju potpuno odvojiti.



Ravnotežna koncentracija NH_3 u reakciji H_2 i N_2 u ovisnosti o tlaku, temperaturi i udjelu inertnih plinova

Proces

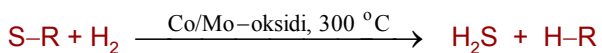
Proces proizvodnje amonijaka sastoji se od šest temeljnih, međusobno povezanih stupnjeva:

- (1) odvajanje sumporovih spojeva iz prirodnog plina,
- (2) parno reformiranje metana,
- (3) oksidacija ugljikova monoksida,
- (4) uklanjanje ugljikova dioksida,
- (5) metanacija ostatnog CO i CO_2
- (6) izravna sinteza amonijaka.

(1) Odvajanje sumporovih spojeva iz prirodnoga plina

Prirodnom plinu uklanjaju se sumporovi spojevi do udjela sumpora manjeg od 1 mg kg⁻¹, a proces se provodi u dva stupnja:

1.a. Hidrodesulfurizacija metana



Reakcijski uvjeti: tlak oko 20–40 bar i temperatura 350–400 °C.

1.b. Odvajanje H₂S

Sumporovodik, nastao reakcijom hidrodesulfurizacije, odvaja se najčešće reakcijom s krutim ZnO ili oksidacijom do elementarnog sumpora.

(2) Parno reformiranje metana (proizvodnja vodika)

Dobivanje sinteznog plina endotermnom reakcijom metana s vodom:



Proces reformiranja odigrava se u dva stupnja:

2.a. Primarno reformiranje

Smjesa metana i vodene pare (u molnom omjeru 3,6 / 1) predgrijava se izmjenjivačem topline s izlaznim dimnim plinom do 400 °C, zatim zagrijava u cijevnom reaktoru s Ni-katalizatorom pri 800 °C; postiže se konverzija od oko 90 %.

2.b. Sekundarno reformiranje

Reakcijska se smjesa u sljedećem cijevnom reaktoru, također uz Ni-katalizator miješa sa zrakom u omjeru s kojim se oslobađa stehiometrijski udjel N₂ u reakcijskom plinu (N₂ + 3 H₂):

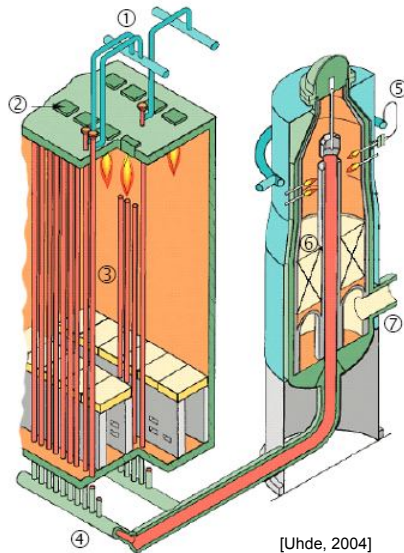


Istodobno se nastavlja reakcija metana i vode do potpune konverzije CH₄ (99,6 %).

Toplina izgaranja upotrebljava se i za proizvodnju vodene pare neophodne za pogon visokotlačnih kompresora.

Example of a reformer radiant section and a secondary reformer

(1) inlet manifold, (2) burners, (3) reformer tubes, (4) outlet manifold, (5) process air inlet, (6) catalyst bed, (7) gas outlet

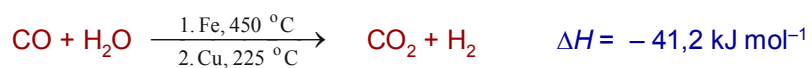


The applied steam to carbon molar ratio (S/C ratio) is typically around 3.0; although the actual optimum ratio depends on several factors, such as the feedstock quality, purge gas recovery, primary reformer capacity, shift operation, and the plant steam balance.

In new plants, the optimum S/C ratio may be lower than 3.0.

(3) Oksidacija ugljikova monoksida

Reakcija u prethodno opisanom procesu nastalog CO, uz dobivanje dodatne količine vodika:



Proces se također provodi u dva stupnja:

3.a. Visokotemperaturna pretvorba (konverzija)

Nakon hlađenja reakcijske smjese parnog reformiranja, pretvorba CO provodi se visokotemperaturnim procesom pri oko 450 °C uz Fe-katalizator, do vrlo visoke konverzije od 97 % odnosno volumnog udjela CO manjeg od 3 %.

3.b. Niskotemperaturna pretvorba (konverzija)

Temperatura u reaktoru je oko 225 °C, a uz Cu-katalizator volumni udjel CO se smanjuje na vrijednost manju od 0,2 %.

(4) Uklanjanje ugljikova dioksida

Izlaznim plinovima iz reaktora niskotemperaturne konverzije (CO_2 , H_2 , N_2), uklanja se CO_2 u protustrujnim kolonama s vodenom otopinom K_2CO_3 ili monoetanol-amina.

Desorpcijom se dobiva i čisti CO_2 , koji se najviše upotrebljava za proizvodnju uree.

Overview of some CO_2 removal processes

[European Commission, 2000]

Process name	Solvent/reagent + additives	CO_2 in treated gas (ppm)
Physical absorption systems		
Purisol (NMP)	N-methyl-2-pyrrolidone	Less than 50
Rectisol	Methanol	Less than 10
Fluorsolv	Propylene carbonate	Function of pressure
Selexol	Polyethylene glycol dimethyl ether	Function of pressure
Processes with chemical reagents		
MEA	Water/monoethanolamine (20 %)	Less than 50
Promoted MEA	Water/MEA (25 – 30 %) + amine guard	Less than 50
Benfield	Water/ K_2CO_3 (25 – 30 %) + DEA, etc.	500 – 1000
Vetrocoke	Water/ K_2CO_3 + As_2O_3 + glycine	500 – 1000
Catacarb	Water/ K_2CO_3 (25 – 30 %) + additives	500 – 1000
Lurgi	Water/ K_2CO_3 (25 – 30 %) + additives	500 – 1000
Carsol	Water/ K_2CO_3 + additives	500 – 1000
Flexsorb HP	Water/ K_2CO_3 amine promoted	500 – 1000
Alkazid	Water/ K_2 -methylaminopropionate	To suit
DGA	Water/diglycolamine (60 %)	Less than 100
MDEA	Water/methyl diethanolamine (40 %) + additives	100 – 500
Hybrid systems		
Sulfinol	Sulphones/DIPA	Less than 100
TEA-MEA	Triethanolamine/monoethanolamine water/sulpholane/MDEA	Less than 50

(5) Metanacija ostatnog CO i CO₂

Plinska smjesa, nakon apsorpcije ugljikova dioksida, još sadrži oko 0,2 % CO i do 500 mg kg⁻¹ CO₂, pa se procesom metanacije pri oko 300 °C uz Ni-katalizator kvantitativno reducira u metan:

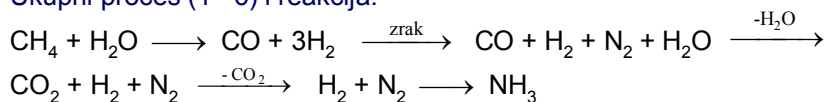


(6) Proces izravne sinteze amonijaka

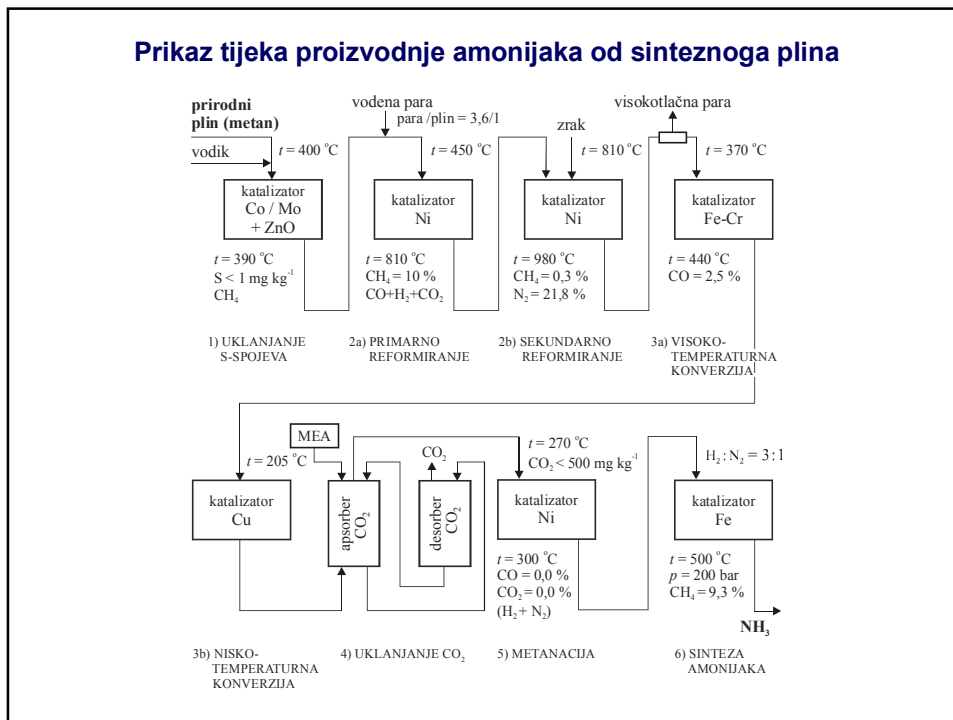
Izravnom sintezom amonijak se dobiva reakcijom stehiometrijske smjese dušika i vodika, uz odvajanje nastalog amonijaka.

Prvi reaktori bili su izrađeni od čeličnih topovskih cijevi otpornih na visoke tlakove, ali su bili male trajnosti. Pri visokom tlaku vodika i visokoj temperaturi procesa dolazi do redukcije ugljika u čeliku ($\text{C} + 2 \text{H}_2 \longrightarrow \text{CH}_4$) i gubitka njegovih mehaničkih svojstava. Rješenje je našao C. Bosch izradbom reaktora po načelu "cijev-u-cijevi". Unutarnji dio izradio je od mekoga čelika s malim sadržajem ugljika i zato neosjetljivog na vodik. Vodik je djelomice difundirao do drugoga sloja izrađenog od posebnoga, legiranog čelika, koji osigurava mehanička svojstva reaktora. Zbog blagih uvjeta, između dvaju slojeva ne dolazi do redukcije ugljika, a bočnim prolazima osiguran je izlaz nakupljenog vodika. Po tom se načelu i danas izrađuju reaktori za sintezu amonijaka.

Ukupni proces (1...6) i reakcija:



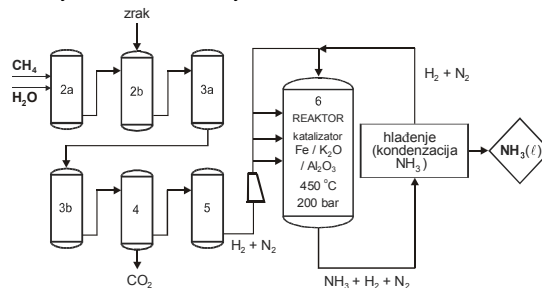
Prikaz tijeka proizvodnje amonijaka od sinteznog plina



Današnji procesi sinteze amonijaka prema ukupnom tlaku reakcijske smjese:

- niskotlačne, pri tlaku 100...150 bara
- srednjetačne, pri tlaku 200...500 bara
- visokotlačne, pri tlaku 800...1000 bara.

Niskotlačnim procesom, pri 100...150 bara i oko 400 °C dobiva se razmjerno mala iskoristivost na amonijaku, 8...13 %, tako da se rijetko upotrebljava. **Visokotlačni proces**, klasičan je Haber-Boschov proces, danas poznat kao Claudeov postupak, a provodi se pri tlaku od oko 1000 bara i temperaturi od 500 °C. Dobiva se razmjerno visoka iskoristivost na amonijaku od oko 40 %. Zbog visokih troškova pri tako visokom tlaku, proces se rijetko upotrebljava. **Srednjetačni proces** (Kelloggov), najviše se upotrebljava, a tim se postupkom proizvodi amonijak u tvrtki Petrokemija - Kutina.



Shema srednjetačnog procesa proizvodnje amonijaka:

- 1 – uklanjanje sumporovih spojeva, 2a – primarno reformiranje, 2b – sekundarno reformiranje, 3a – visokotemperaturna konverzija CO, 3b – niskotemperaturna konverzija CO, 4 – uklanjanje CO₂, 5 – metanacija, 6 – reaktor sinteze amonijaka

Nakon metanacije, smjesa vodika i dušika u stehiometrijskom omjeru, i s manjim udjelom inertnih plinova (CH_4 , Ar, He) tlači se nizom kompresora ili centrifugalnim kompresorom na radni tlak (200–500 bara) i provodi kroz reaktor sa zonama Fe-katalizatora (obično 4 zone).

Temperatura pri oko 500 °C održava se doziranjem hladnoga reakcijskog plina po zonama uzduž reaktora. Početnoj reakcijskoj smjesi dodaju se povratni reaktanti (N_2 i H_2) iz kondenzacijske kolone nakon odvajanja amonijaka.

Odvajanje amonijaka od nereagiranih dušika i vodika i primjesa CH_4 , Ar, He provodi se njegovom prethodnom kondenzacijom.

Reakcijska smjesa hladi se u izmjenjivaču topline s ulaznom hladnom reakcijskom plinskom smjesom s 500 °C na oko 300 °C, uvodi u kondenzacijsku kolonu, također s cijevnim izmjenjivačima topline,

gdje se potpuno hladi do 40 °C uz smanjenje tlaka sa 180 na 40 bara, a kapljeviti amonijak odvaja.

Nekondenzirajući reakcijski plinovi odvođe se ponovo u reaktorski prostor.

Output from ammonia production

1. Ammonia

A typical size for a single stream ammonia production plant is 1000 – 1500 tonnes/day (300000 – 500000 tonnes/year) [1, EFMA, 2000].

The product is stored if not utilised.

Commercial anhydrous ammonia has two grades of purity:

- anhydrous ammonia min. 99.7 wt-%, water content approximately 0.2 wt-%
- anhydrous ammonia min. 99.9 wt-%.

Output from ammonia production

2. Carbon dioxide

Carbon dioxide is produced in accordance with stoichiometric conversion and can be recovered for **further use** as feedstock in a **urea** plant, for use in **fertiliser production** (ODDA process) and/or **methanol** production or **liquefaction**, in the **beverage industry** or as a **coolant gas** in nuclear reactors.

There is, however, an inevitable excess of CO₂ which is released as an emission from the process.

The carbon dioxide production in the **steam/air reforming** of natural gas is **1.15 – 1.40 kg / kg NH₃**, dependent on the degree of air reforming (the figures do not include carbon dioxide in the combustion gases).

A CO₂/NH₃ mole ratio of 0.5 (weight ratio 1.29), the stoichiometric ratio for urea production, is obtainable in the heat exchange reformer concepts.

In **partial oxidation** of residual oils, CO₂ production is **2 – 2.6 kg / kg NH₃**, dependent on the feedstock C/H ratio.

Output from ammonia production

3. Sulphur

In partial oxidation, **87 – 95 % of the sulphur** content of the gasifier feed **is recovered** in a Claus unit.

4. Steam

Modern steam reforming processes can be designed with no steam export or with some export if this is favourable for the site energy balance of low/medium pressure steam.

Surplus steam is usually produced in reforming processes where the process air compressor is driven by a gas turbine and in cases when electric power is used for the main compressors and can be used as export.

Processes with gas heated primary reforming may be designed for zero steam export even though some power import or gas turbine drive steam input is needed.

The partial oxidation process will have a steam deficit if all of the compressors are driven by steam.

Razvitak procesa

Currently, about 80 % of the ammonia production capacity worldwide is provided by the well-developed steam reforming process.

High level [process integration](#), [innovative equipment design](#) and [improved catalysts](#) are the main characteristics of ammonia plants today.

Applied processes and feed stocks in the production of ammonia

The third column shows the related share of world capacity (1990)

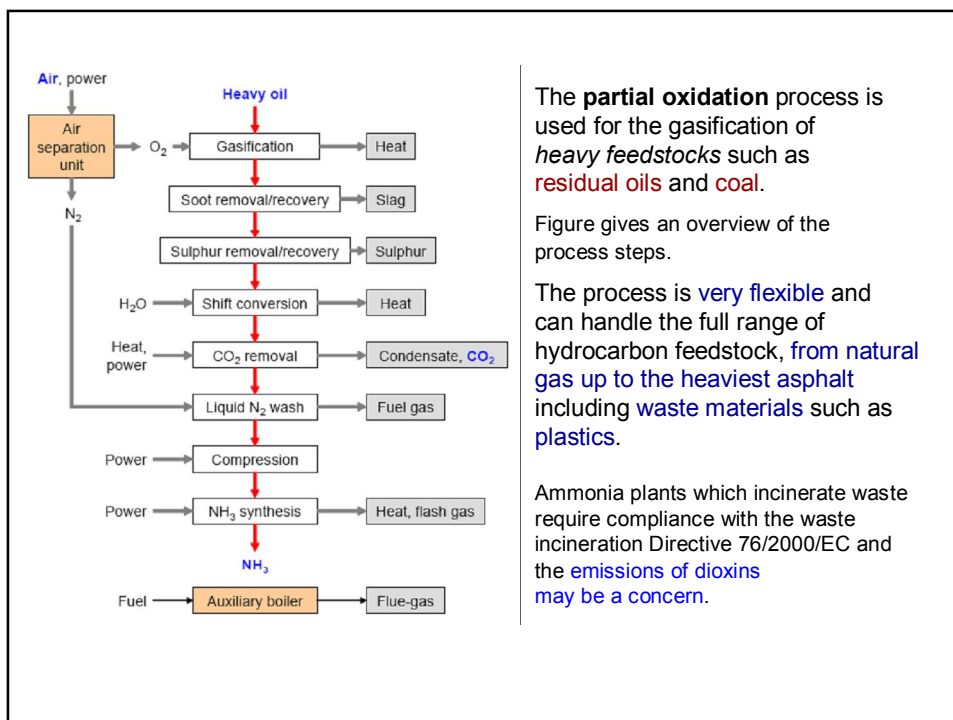
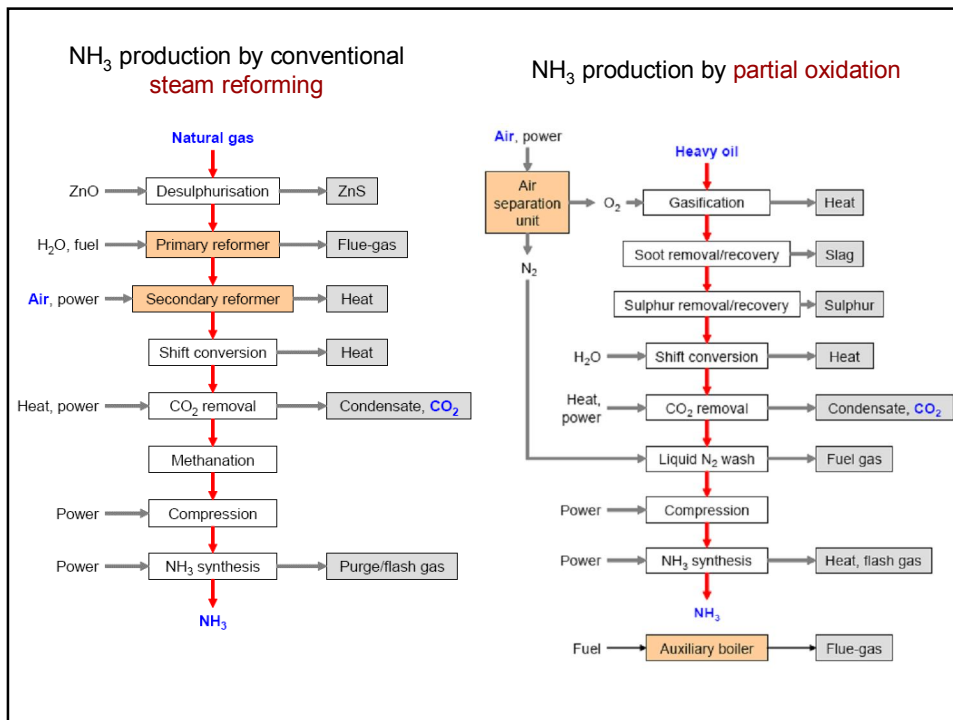
Feedstock	Process	% of world capacity
Natural gas	Steam reforming	77
Naphtha, LPG, refinery gas	Steam reforming	6
Heavy hydrocarbon fractions	Partial oxidation	3
Coke, coal	Partial oxidation	13.5
Water	Water electrolysis	0.5

Cost differences and total energy demands for ammonia production

[European Commission, 1997]

Feedstock	Process	Net primary energy consumption GJ/t NH ₃ (LHV)	Relative investment
Natural gas	Steam reforming	28 ^x	1
Heavy hydrocarbons	Partial oxidation	38	1.5
Coal	Partial oxidation	48	2 – 3

^x Best achieved data



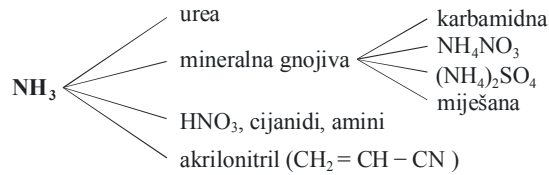
The **partial oxidation** process is used for the gasification of *heavy feedstocks* such as **residual oils** and **coal**.

Figure gives an overview of the process steps.

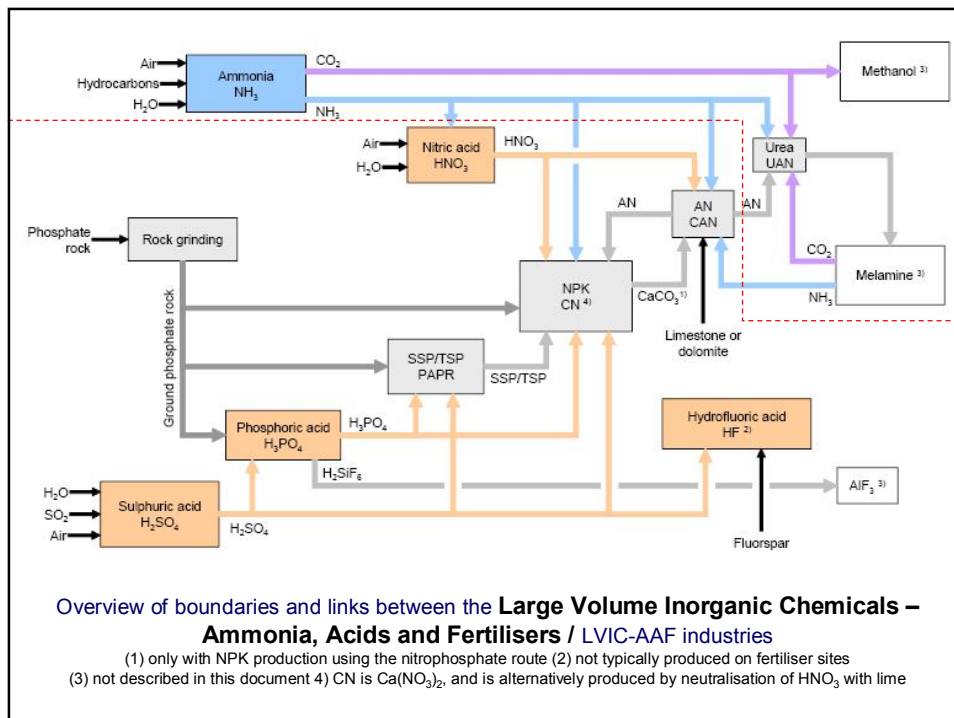
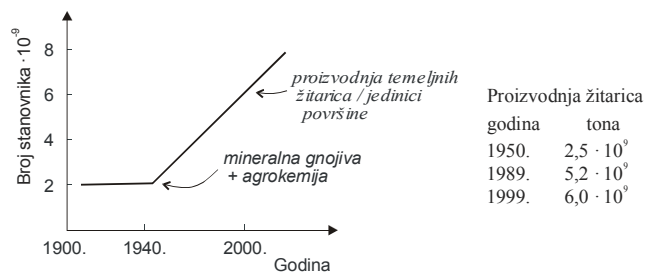
The process is **very flexible** and can handle the full range of hydrocarbon feedstock, **from natural gas up to the heaviest asphalt** including **waste materials** such as **plastics**.

Ammonia plants which incinerate waste require compliance with the waste incineration Directive 76/2000/EC and the **emissions of dioxins** may be a concern.

Amonijak se najviše upotrebljava za proizvodnju uree, dušičnih mineralnih gnojiva (80 %), a zatim dušične kiseline i akrilonitrila:



Proizvodnja amonijaka izrazito je povećana nakon Drugoga svjetskog rata i izravno je utjecala na prinos poljoprivredne proizvodnje, posebice žitarica.



Urea (karbamid)

Kemijska formula: $\text{H}_2\text{N}-\text{CO}-\text{NH}_2$, $t_f = 132,7\text{ }^\circ\text{C}$

Prvu sintezu uree proveo je Friedrich Wöhler, godine 1828., od amonijaka i izocijanske kiseline preko amonijeva cijanata; prva sinteza organske tvari od anorganskih spojeva:



Urea je danas visokotonažni proizvod, po količini proizvodnje na 15. mjestu kemijskih proizvoda ($\sim 20 \cdot 10^6$ t / god.) i najraširenije je pojedinačno dušično gnojivo.

U Hrvatskoj urea se proizvodi u Petrokemiji, Kutina, uz kapacitet proizvodnje od 400.000 t / god.

Primjena:

mineralna gnojiva (80 %),
stočna hrana (12 %),
urea-formaldehidne i melaminske smole (7 %).

Danas se urea proizvodi isključivo od amonijaka i ugljikova dioksida, reakcijom u dva stupnja:



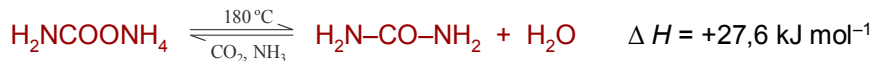
(1) vrlo brza egzotermna **reakcija amonijaka s ugljikovim dioksidom**; nastaje međuproizvod, *amonijev karbamat*.

Reakcija se provodi u velikom stehiometrijskom višku amonijaka (3...5/1), kojim se ravnoteža reakcije pomiče prema nastajanju karbamata:



Optimalni uvjeti procesa: tlak 140 bara i temperatura 170 °C.

(2) spora ravnotežna reakcija u kapljevitoj fazi;
karbamat dehidracijom izravno prelazi u ureu:



U tom se stupnju izoliranom amonijevom karbamatu, dozira višak CO_2 (postupak tvrtke Stamicarbon, Nizozemska) ili NH_3 (postupak tvrtke Snamprogetti, Italija), kako bi se što manje razgradio povrativom reakcijom, pa se ravnoteža pomiče prema nastajanju uree.

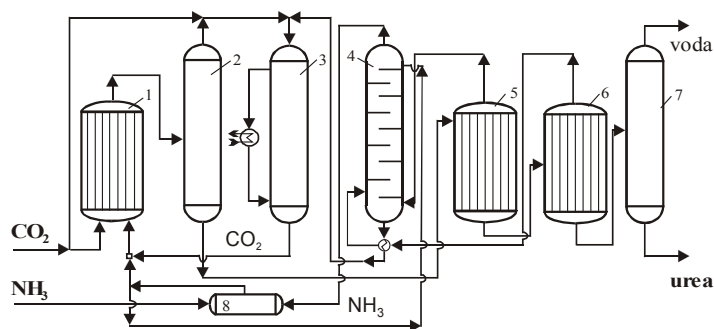
Već pri temperaturi od 160°C brzina dehidracije je veoma velika, međutim, zbog velike hlapljivosti reaktanata (proces u kapljevitoj fazi), zahtijevanu temperaturu moguće je postići samo ako se proces vodi pri povišenom tlaku.

Optimalni uvjeti procesa jesu: temperatura $160\cdots 180^\circ\text{C}$ i tlak $100\cdots 200$ bara.

Vodena otopina uree također je otapalo za nereagirane NH_3 i CO_2 , koji se odvajaju i ponovno vraćaju u reaktor.

Proces proizvodnje zahtijeva velike količine energije, posebice za tlačenje plinova, pretvorbu karbamata i koncentriranje vodene otopine uree. Najveća unaprjeđenja procesa odnose se upravo na optimizaciju toplinskoga toka (Toyo Engineering, Japan) i tada se postižu iskoristivosti i do 85 %.

Procesna shema dobivanja uree od NH_3 i uz stehiometrijski višak CO_2



1 - reaktor, 2 - kolona za desorpciju, 3 - kondenzator karbamata,
 4 - apsorber, 5 - reaktor, visokotlačna razgradnja karbamata, 6 - reaktor, niskotlačna razgradnja karbamata,
 7 - otparivač, 8 - spremnik amonijaka

Amonijak i ugljikov dioksid u omjeru $\text{NH}_3/\text{CO}_2 \sim 4/1$, odvojeno se tlače do oko 140 bara i doziraju u reaktor (1) pri oko 180°C . Dobiva se karbamat s iskoristivosti od oko 70 %. Reakcijska smjesa, koja se sastoji od uree, amonijaka, amonijeva karbamata i vode, hladi se na oko 150°C i odvodi u kolonu za desorpciju, a višak amonijaka odvaja s vrha kolone. Zaostala vodena otopina uvodi se u drugi reaktor (5,6) uz doziranje svježeg CO_2 , koji pospješuje razgradnju karbamata. Taj stupanj procesa uobičajeno se provodi u 2-3 reaktora, smanjenjem tlaka od početnih 150 do oko 2 bara, kada se potpuno uklanjaju NH_3 i CO_2 . Iz vodene otopine urea se izdvaja izravnim otparavanjem pri sniženom tlaku ili kristalizacijom koncentriranih otopina. Proizvod u obliku granula ili praha dobiva se iz rastaljene uree u posebnim uređajima.