

d_D	— průměr zrna katalyzátoru [m]
E_A	— zdánlivá aktivizační energie [J mol ⁻¹]
F	— nstěhik kapalných (m ³ s ⁻¹)
k'	— zdánlivá rychlostní konstanta [mol s ⁻¹ kg ⁻¹]
$k_{073,2}$	— rychlostní konstanta při teplotě 373,2 K [mol s ⁻¹ kg ⁻¹]
L	— délka lože katalyzátoru [m]
m, n	— číselná hodnota řádku rychlostní rovnice
P_H	— tlak vodíku [MPa]
R	— reakční rychlost [mol s ⁻¹ kg ⁻¹]
R	— univerzální plynová konstanta (8,316) [J mol ⁻¹ K ⁻¹]
Re	— Reynoldsovo číslo
T_0	— referenční teplota [K]
T	— střední radiální teplota „foze“ lože katalyzátoru [K]
t	— střední integrační teplota v celém loži katalyzátoru [K]
TCID	— tricyklo(5,2,1,0 ^{2,5})dekan
V	— objem [m ³]
W	— hmotnost katalyzátoru [kg]
w_c	— účinnost smaččení katalyzátoru

Literatura

1. Lavda S.: Chem. listy 27, 415 (1983). — 2. Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 2nd Ed., Vol. 6, 688, John Wiley and Sons 1965. — 3. Ullmanns-Encyklopädie der Chemischen Technologie, Band 9, Verlag Chemie, Weinheim/Bergstr., 1975. — 4. Kiyohara Y., Takao S., Koike T.: Kagaku Kagaku 37, 5, 6, 585 (1975); CA 79, 68380 k. — 5. Andrew J.: Ann. N. Y. Acad. Sci. 214, 176 (1973). — 6. Asaf H.: Sektiry To Sektiry Kagaku 19, 40 (1975); CA 84, 31780 L. — 7. Asaf H.: Sektiry To Sektiry Kagaku 19, 88 (1975); CA 83, 206846 c. — 8. Asaf H.: Sektiry To Sektiry Kagaku 19, 90 (1975); CA 84, 74896 c. — 9. Arakawa M., Kata-

- nozaka A., Chikazawa M.: Jap. patent 73-34914 (1973). — 10. Hála S.: Koutnínský hydrogencac dicyklopentadienu, litérní roborce, VŠCHT Praha, 1977. — 11. Saito T., Fujiki S., Noguchi S.: Yuki Gosei Kagaku Kyokaiishi 36, 6, 4, 304 (1978); CA 89, 59717 a. — 12. Kysilka V., Hanika J., Sporka K., Masoun P.: Koutnínský hydrogencac dicyklopentadienu (poster), 4. celostátní setkání čs. chemiků, Vysoké Tatry, říjen 1985. — 13. Kysilka V., Hanika J., Sporka K., Masoun P.: Návrh reaktoru pro hydrogencac dicyklopentadienu (poster), OHSFA '85, Kaslovy Vary, listopad 1986. — 14. Ejlman J. E.: Chem. Zvestralbat II, 989 (1903). — 15. Standinger H., Rheiner A.: Helveticia Chimica Acta 7, 23 (1924). — 16. Alder K. W., Whitting M. G.: J. Chem. Soc. 4959 (1963). — 17. Böhner K., Roelen O., Meis J.: US pat. 2 786 301 (1956). — 18. Söhlveyer F. v. R.: Org. Synth. 42, 8 (1952). — 19. Haarer E., Corr H., Leibner A., Wündel S.: NSB pat. 1 230 790 (1966). — 20. Mardanov M. A., Velov K. G., Mirgashimova L. M., Beknazarova E. A.: Azerb. Chim. Z. 4, 41 (1968). — 21. Kurisaki K.: Chem. Econ. Eng. Rev. 4, 5, 10, 19 (1976). — 22. Tichý Z.: Technologický záznam OP Ry 11, leden 1970, VOHZ Pardubice. — 23. Hlaváček V.: Ind. Eng. Chem. 62, 9 (1970). — 24. Shah Y. T.: Gas-liquid-solid Reactor Design, McGraw Hill Inc., New York 1979. — 25. Tuček V., Hanika J., Horák J.: Vliv přenosu hmoty na oxidaci ethanolu ve zkrpěném loži katalyzátoru, 4. celostátní setkání čs. chemiků, Vysoké Tatry, říjen 1985. — 26. Vosecký V.: Diplomová práce, katedra organické technologie VŠCHT Praha 1977. — 27. Hanika J., Šelc Z., Růžička V.: Chem. přím. 31, 634 (1981). — 28. Horál V., Červený L., Růžička V.: Chem. přím. 32, 598 (1982). — 29. Hlaváček V. L., Kočkina L. D.: Promyšlený katalyzátor, Mater. Koordinac. Centra RVHP, Vyp. 1, Novosibirsk 1973.

Chlazení pyrolyzního plynu v teplém dílu ethylenové jednotky

Jan Bartoň,

Chemopetrol, k. ú. o. Výzkumný ústav anorganické chemie, Ústí nad Labem,
Luděk Dvořák,

Chemopetrol, k. p. Chemické závody ČSSP, Litvínov

66.021.4.046
66.045.5
547.313
66.032

Redakce došlo 29. 12. 1986

V článku je analyzováno chlazení pyrolyzního plynu v teplém dílu ethylenové jednotky, v němž je smíšené teploty pyrolyzního plynu ze 450 °C na 30 °C dosahováno pomocí cirkulačního oleje a cirkulačního vody. Je ukázán vliv průtoku cirkulačního oleje a refluxu kolony cirkulačního oleje na výrobu procesní páry vařáky, v nichž se využívá tepla předaného pyrolyzním plynem do cirkulačního oleje. Je popsána úprava technologie chlazení pyrolyzního plynu zařazením vzdálených chladičů refluxu kolony cirkulačního oleje, umožňující snížit refluxní poměr bez změny kvalitativních parametrů pyrolyzního benzínu.

Úvod

Pyrolyza benzínu či plynového oleje na ethylen a propylen probíhá, při zředěném procesní párou, za teplot kolem 800 °C. Vzhledem k této reakčním podmínkám se na pyrolyzu spotřebuje značné množství tepla. Vyjádřeno poměrem množství tepelného plynu s výhřevností 50 MJ kg⁻¹ k množství reakční směsi (tzv. pyrolyznímu plynu) opouštějící pyrolyzní pec činné spotřeba tepelného plynu asi 0,075 kg kg⁻¹. Teplotu dodané pyrolyznímu plynu je rekuperováno relativně jednoduchým způsobem, majícím však svá specifika, o nichž se zmíníme dále.

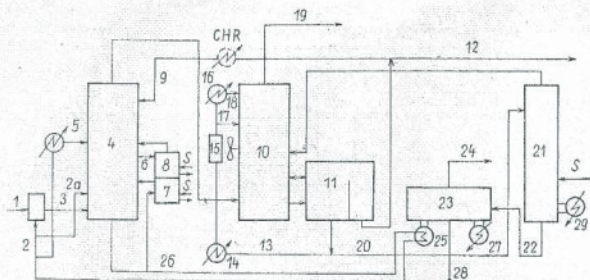
Ochlazení pyrolyzního plynu z teploty kolem 800 °C asi na 450 °C se realizuje průchodem pyrolyzního plynu tzv. kotlem na odpadní teplo, v němž se vyrábí pára o tlaku 11 až 12 MPa. V kotli na odpadní teplo neokondenzují ani uhlovodíky s nejvyššími body varu, avšak na výměnné ploše se na straně pyrolyzního

plynu usazují koksavitě úsady, které zhoršují průstup tepla. Chlazení pyrolyzního plynu v kotli na odpadní teplo byla i v naší odborné literatuře⁽¹⁻³⁾ věnována pozornost.

Pyrolyzní plyn ochlazený asi na 450 °C vstupuje do tzv. teplého dílu, v němž zkondukuje nejtěžší olejovité podíly vytvářející tzv. pyrolyzní topný olej (PTO) a pyrolyzní plynový olej (PPO), dále podíly oxidu uhlovodíku s teplotou varu kolem 100 °C za atmosférického tlaku, tvořící tzv. pyrolyzní benzin (PyBi). Dále v něm zkondukuje procesní pára použitá pro zředění směsi. Chlazení pyrolyzního plynu v teplém dílu je předmiotem předložené práce.

Praktická část

Na obrázku 1 je uvedeno zjednodušené technologické schéma teplého dílu. Pyrolyzní plyn I o teplotě kolem 450 °C se nejprve smísí s cirkulačním olejem 2



Obr. 1. Schéma teplého dílu ethylenové jednotky
S - stripovač páry

(z tohoto oleje se asi 5 % přivádí do boku kolony cirkulačního oleje 4 proudem 2a) a ochlazuje se tím na teplotu kolem 200 °C. Pyrolyzní plyn s cirkulačním olejem 3 se vedou do paty kolony cirkulačního oleje 4. Do boku této kolony se nastříkuje část cirkulačního oleje 5 s teplotou asi o 20 K nižší než v proudu 2. Z boku kolony 4 se odtaňuje PPO proudem 6 a zavádí se do ní páry ze stripéru PTO 7 a PPO 8, v nichž se tyto oleje stripují nízkotlakou párou. Na hlavu kolony 4 se přivádí reflux PyBi proudem 9. Paroplynná fáze opouští kolonu 4 má již teplotu kolem 100 °C a zavádí se do paty kolony cirkulačního oleje 10. V této koloně kondenzuje procesní pára a PyBi. Organická a vodná fáze se od sebe oddělují v separátoru 11. Část odděleného PyBi se proudem 12 odvádí k izolaci benzenu a dalších uhlovodíků. Cirkulační voda 13 ohřívá asi na 80 °C se využívá ve výměnících 14, chladí se ve vzduchových chladičích 15 a vodním chladičem 16 a vrací se do boku kolony proudem 17 a do hlavy kolony 10 proudem 18. Plyn 19 opouští kolonu 10 má již teplotu kolem 30 °C a obsahuje převážně uhlovodíky C_1-C_3 . Část cirkulační vody (5 %) se vede proudem 20 přes stripér 21, v němž se sníží koncentrace uhlovodíků ve vodě na přibližně 50 ppm a dále proudem 22 se upravená voda vede do vyvíječe procesní páry 23. Ve vyvíječi se procesní pára 24 vyrábí jednak ve vařících 25, v nichž se k vyhřívání využívá cirkulační olej 26 z kolony o teplotě kolem 200 °C, jednak ve vařících 27, v nichž se topí přehřátou středotlakou párou. Z vyvíječe procesní páry 23 se odvádí odluč proudem 28.

Teplý díl schematicky znázorněný na obrázku 1 má vycházející pyrolyzní plyn na asi 30 °C. Z teplého dílu vstupují proudy PTO a PPO ze stripéru 7, 8, dále pyrolyzní benzín v proudu 12, procesní pára proudem 24 a ochlazený pyrolyzní plyn 19. Pro všechna tato média existují definované kvalitativní požadavky. Z bezpečnostních důvodů se musí sledovat i kvalita některých dalších médií. Tímto médiem je např. v proudu 26 cirkulační olej opouštějící patu kolony 4, u něhož je důležitou vlastností viskozita ap.

Cíle ekonomického provozu teplého dílu je proto možné definovat jako maximální produkci procesní páry pomocí vařících 25 teplem cirkulačního oleje 26, minimalizací nákladů na chlazení cirkulační vody 13

v chladičích 15, 16 a minimalizací spotřeby energie na úpravu oleje ve striperech 7 a 8 a pro stripování vody v koloně 21. Zároveň musí být splněny všechny kvalitativní požadavky na vlastnosti sledovaných technologických médií.

Pro technologické schéma podle obrázku 1 jsou projektem stanoveny technologické parametry. Příklad optimalizace těchto projektových parametrů teplého dílu ethylenové jednotky je uveden v literatuře³⁾.

Cílem předložené práce je ukázat výhodu změny technologie v provozu teplého dílu poprvé realizované v ethylenové jednotce v CHZ ČSSP Litvínov spočívající v zařazení chladiče refluxu CHR kolony cirkulačního oleje 4 na obrázku 1. Vzhledem ke složitosti systému je použito kombinace kvalitativního a kvantitativního popisu.

Výsledky a diskuse

Základní představou o využití tepla pyrolyzního plynu vstupujícího do teplého dílu ethylenové jednotky podává tabulka I. Z tabulky I je patrné, že z celkového množství tepla dodaného do teplého dílu pyrolyzním plynem se asi 60 % využije pro výrobu procesní páry, 10 % se využije pro ohřev různých médií cirkulační vodou a 30 % se odvádí v chladičích cirkulační vody.

Kolona cirkulačního oleje 4 slouží k ochlazení pyrolyzního plynu na teplotu kolem 100 °C, přičemž z pyrolyzního plynu vykonávají nejtěžší olejové podíly. K ochlazení pyrolyzního plynu se využívá jednak cirkulační olej, jednak pyrolyzní benzín. Chování subsystému — kolony cirkulačního oleje 4 s vařící 25 — bylo popsáno v práci⁴⁾, v níž byly analyzovány souvislosti mezi refluxním poměrem kolony 4 a výrobou

Tabulka I.

Distribuce tepla dodaného pyrolyzním plynem do teplého dílu (teplo dodané pyrolyzním plynem je 100 %)

teplo předané do cirkulačního oleje	60 %
teplo předané do cirkulační vody	40 %
z toho — teplo předané výměníku 14	10 %
teplo odebrané chladiči 15 a 16	30 %

číslování aparátů je zřejmé z obrázku 1

Tabulka II
Naměřené data z provozu kolony cirkulačního oleje

měření	pyrolyzní plyn ^{a)} do zástřiku 1		reflux 9		teplota v koloně 4		odpar refluxu ^{b)} v horní části kolony 4	nát. a odpar ^{b)} refluxu v patě kolony 4	cirkulační ^{b)} olej 26
	m' [kg h ⁻¹]	t [°C]	m' [kg h ⁻¹]	t [°C]	patě t [°C]	hlavy t [°C]	m' [kg h ⁻¹]	m' [kg h ⁻¹]	olej [kg h ⁻¹]
1	241 000	478	210 060	80	198,0	104,4	27 490	127 000	1 720 000
2	220 000	477	218 060	80	197,7	103,9	32 790	163 000	1 710 000
3	241 000	463	154 800	80	198,3	102,5	47 000	66 000	2 020 000
4	236 000	468	174 800	80	195,4	100,8	48 400	83 000	2 000 000

^{a)} číselování aparátů a proudů souhlasí s obrázkem 1
^{b)} vypočteno podle modelu kolony cirkulačního oleje 4

měření	výroba procesní páry z cirkulačního oleje ve vařáčech 25 m' [kg h ⁻¹]
1	51 600
2	42 200
3	58 620
4	54 800

technologické páry vařáky 25. Bylo dokázáno, že se snížením průtoku refluxu do kolony $4 \Delta G_4$, zvýší výroba technologické páry vařáky 25 o ΔG_m přibližně

$$\Delta G_{p,r} / \Delta G_{p,r} \approx 1 \quad (1)$$

Alespoň pro kvalitativní představu o funkci kolony cirkulačního oleje 4 byl sestaven jednoduchý entalpiový model kolony 4. Kolona byla pomyslně rozdělena na 4 sekce. U každé sekce předpokládáme, že teplota paroplynové směsi opouštějící sekci směrem nahoru je totožná s teplotou kapalně fáze opouštějící tuto sekci směrem dolů. Pro každou sekci byla sestavena entalpiová bilance. Teplota v jednotlivých sekcích byla aproximativně určena podle údajů teplotních čidel umístěných podél vertikálního profilu kolony. První sekce odpovídá přibližně hlavě kolony 4, druhá sekce je tou částí kolony, z níž se odtahuje PPO, třetí a čtvrtá sekce zahrnují spodní část kolony 4. Při výpočtu nebyl uvažován vliv změny složení kapalně ani paroplynové fáze na jejich termodynamické vlastnosti. Je však třeba podotknout, že měrná výparná tepla i měrná tepla většiny uhlovodíků v pyrolyzním plynu jsou velmi blízká. Ztráty tepla do okolí byly zanedbány.

Pro dané podmínky nástřiku pyrolyzního plynu a refluxu do kolony 4 byly vypočteny hodnoty odparu refluxu tvořeného PyBi v horní části kolony a nátok refluxu do spodní části kolony (tzv. olejové části). Výsledky výpočtu shrnuje tabulka II. Ačkoliv rozdíl v nástřiku pyrolyzního plynu do kolony 4 nepřesahuje mezi jednotlivými příklady více než 10 %, průtok refluxu se liší až o 40 %. Tento rozdíl vyplývá z různé intenzity cirkulace oleje v koloně. Snížili se průtok cirkulačního oleje z paty kolony 4 do vařáku 25 a zpět do zástřiku pyrolyzního plynu při konstantním průtoku a teplotě pyrolyzního plynu, vzrostla teplota směsi oleje a pyrolyzního plynu 3, přičemž do kolony 4. Pro dosažení přibližně konstantní teploty na hlavě kolony se za této situace musí zvýšit refluxní poměr. Větší množství refluxu způsobí snížení teploty oleje v patě kolony 4.

Jestliže se cirkulační olej zástřikem ohřeje o Δt_0 ,

potom lze z jednoduché entalpiové bilance stanovit ekvivalent E_0 vyjadřující, kolik hmotnostních jednotek cirkulačního oleje ochladí pyrolyzní plyn stejně jako jednotka refluxu PyBi svým výparným teplem

$$E_0 = r_B / (c_{p,0} \Delta t_0) \quad (2)$$

V námi proměřené oblasti průtoku cirkulačního oleje, refluxu a pyrolyzního plynu činí hodnota E_0 přibližně 6, 7. Podle vztahu (1) platí, že při snížení průtoku refluxu o ΔG_r , se zvýší výroba procesní páry o ΔG_p při konstantním průtoku cirkulačního oleje. Zvýší-li se průtok cirkulačního oleje a sníží se průtok refluxu (refluxní poměr) tak, aby teplota v hlavě kolony 4 byla konstantní, může se opět, při dostatečné výkonnosti rezervě vařáku 25, vyrobit více procesní páry z cirkulačního oleje. Výkonnosti rezervy vařáku 25 se projevuje tím, že teplota cirkulačního oleje za ním se blíží teplotě varu na straně výroby páry ve vařáčích 25. Zvyšování průtoku oleje má na zvýšení výroby procesní páry ve vařáčích 25 vliv pouze tehdy, jestliže lze teplotu pyrolyzního plynu po zástřiku v produktu 3 zvýšeným průtokem oleje dále snížit. Při teplotě oleje na vstupu do zástřiku kolem 170 °C lze dosáhnout teploty pyrolyzního plynu po zástřiku přibližně 190 °C. Další zvyšování průtoku cirkulačního oleje je pro zvýšení výroby procesní páry ve vařáčích 25 neúčinné.

Teplota refluxu kolony cirkulačního oleje tvořeného PyBi byla podle projektového způsobu chlazení pyrolyzního plynu v teplém dlu udržována kolem 80 °C. To je současně teplota v patě kolony cirkulačního oleje 10. Snížit refluxní poměr kolony 4 a současně zachovat teplotu hlavy kolony 4 (tak, aby se nezvýšil koncový bod destilace PyBi) je možné pouze při současném ochlazení refluxu. Ochlazení refluxu kolony 4 lze dosáhnout i tím, že se sníží teplota v patě kolony 10. To však znamená ochladit na nižší teplotu současně velké množství cirkulační vody, čímž se zvýší náklady na chlazení této vody. Zafazetím samostatného chladiče refluxu kolony, který je ve schématu 1 označen čárkovaně jako CHR, byly tyto nedostatky odstraněny. Experimentálně bylo zjištěno, že je možný provoz při teplotě refluxu kolem 40 °C, přičemž se absolutní hodnota průtoku refluxu sníží o 30 až 40 tun za hodinu, aniž se významně změni kvalitativní parametry PyBi. Navíc se vyrábí ve vařáčích procesní pára v množství kolem 5 tun za hodinu. Tím se zvyšuje výroba procesní páry z cirkulačního oleje asi o 10 %. Náklady na chlazení refluxu PyBi chladičem vodou nepřesahují 10 % z ceny procesní páry vyrobené navíc.

Snížení refluxního poměru kolony 4 se příznivě promítá i do snížení nákladů na chlazení pyrolyzního plynu v koloně cirkulační vody 10, neboť po úpravě v této koloně kondenzace méně pyrolyzního benzínu používaného jako reflux kolony cirkulačního oleje 4.

Závěr

Při chlazení pyrolyzního plynu v teplém dílu ethylenové jednotky je třeba převést maximálně možné množství tepla přiváděného do teplého dílu v pyrolyzním plynu do cirkulačního oleje pro výrobu procesní páry a minimalizovat ztráty tepla při chlazení plynu cirkulační vodou. Jednoduchá úprava technologie chlazení plynu v teplém dílu, použitá poprvé v ethylenové jednotce v CHZ ČSSP Litvínov a spočívající v zařazení chladiče refluxu kolony cirkulačního oleje, umožňuje jednak zvýšit výrobu procesní páry z cirkulačního oleje, jednak snížit náklady na chlazení plynu v koloně cirkulační vody. Dlouhodobý bezporuchový zkušební provoz plně prokázal výhody uvedeného

zlepšení technologie chlazení pyrolyzního plynu v teplém dílu ethylenové jednotky.

Seznam symbolů

- $\epsilon_{p,0}$ — střední měrné teplo cirkulačního oleje [$\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$]
- E_p — parametrický vztahem (2)
- ΔG_r — změna průtoků refluxu [kg h^{-1}]
- ΔG_n — změna výroby procesní páry z cirkulačního oleje při změně průtoků refluxu o ΔG_r [kg h^{-1}]
- CHK — chladič refluxu
- m' — průtok [kg h^{-1}]
- PPO — pyrolyzní plynový olej
- PPO — pyrolyzní topný olej
- PyBl — pyrolyzní benzín
- r_E — výparné teplo refluxu [kJ kg^{-1}]
- r_w — výparné teplo vody [kJ kg^{-1}]
- t — teplota [$^{\circ}\text{C}$]
- Δt_0 — ohřátí cirkulačního oleje v koloně [K]

Literatura

1. Horák J., Beránek P.: Chem. prům. 35, 113 (1983). — 2. Horák J., Beránek P.: Chem. prům. 35, 176 (1983). — 3. Piciotti M., Pociari C. A.: Oil Gas J. 27, 179 (1982). — 4. Výborný J., Bartoň J., Čermák J.: Chem. prům. 35, 508 (1985).

TRIBUNA JAKOSTI

Informace relevantní pro řízení výroby a kontrolu jakosti

Karel Eckschlager,
Ústav anorganické chemie ČSAV, Praha

Redakci došlo 14. 1. 1987

68.012
330.455.7

$$I(X) = H_0(X) - H(X) \quad (1)$$

Racionální řízení výroby a kontrola jakosti se provádí na základě informací, které získáme buď měřením, nebo chemickou analýzou. Analýzu provádíme zpravidla měřením veličiny, která závisí na koncentraci stanovené složky (analytu); je tedy výsledek analýzy informací, kterou získáme o určité veličině měřením jiné veličiny.

Informace, které umožňují řízení výroby nebo rozhodnutí o jakosti výrobku, označíme jako relevantní. Relevantní informace:

1. musí být dostatečně obsažná;
2. musí se týkat vlastností, např. znaků jakosti nebo technologicky významných parametrů, které jsou pro rozhodování důležité;
3. musí být k dispozici včas.

V praxi dále požadujeme, aby na získání relevantní informace nebylo třeba vynakládat nadměrné finanční náklady.

Informační obsažnost

Každou informaci, tedy i takovou, kterou jsme získali měřením nebo analýzou, chápeme jako snížení neurčitosti, neznalosti, tj. jako zvýšení znalosti o daném objektu nebo ději. Informační obsažnost výsledku měření veličiny X vyjadřujeme^{1,2)} jako

kde H_0 je apriorní neurčitost existující před pokusem a $H(X)$ posteriorní neurčitost, tj. po provedení pokusu (měření). Aposteriorní neurčitost však není jen pokusem neodstraněný „zbytek“ apriorní neurčitosti, ale spíše neurčitost způsobená nedokonalostí měření. Informační obsažnost výsledku měření může nabývat hodnot $0 \leq I(X) \leq H_0(X)$. Informační obsažnost identifikace nebo stanovení obsahu analytu X , přičemž chemickou analýzou provedeme měřením veličiny Y (analytického signálu), je dána jako

$$I(X | Y) = H_0(X) - H(X | Y) \quad (2)$$

kde $H(X | Y)$ je aposteriorní neurčitost znalosti o veličině X , jestliže byla změřena veličina Y . Tato informační obsažnost je nulová, jsou-li veličiny X a Y zcela nezávislé, nebo je-li $H(X | Y) = H_0(X)$.

Relevantní informace získaná měřením nebo analýzou musí být podle požadavku (1.) dostatečně obsažná; příčinou příliš malé informační obsažnosti výsledku měření může být velká aposteriorní neurčitost $H(X)$, tj. nedostatečná přesnost a správnost výsledku³⁾. Závislost informační obsažnosti na přesnosti, charakterizované hodnotou směrodatné odchylky s a na střední chybě $d = |X^* - \bar{x}|$, kde X^* je skutečná