

# 21 Destilace a rektifikace

*Hlavní cíle kapitoly:* Popsat destilaci a rektifikaci spolu s aparáty, v nichž se provozují. Vyložit výpočet stupňového provedení procesu transportu hmoty, když je nutná bilance entalpie. Probrat rovnice destilace a rektifikace kontinuální a vsádkové. Ukázat možnosti úspory energie.

*Požadované znalosti:* Materiálová bilance a bilance entalpická, Raoultův zákon, relativní rovnovážný poměr dvou složek.

V této kapitole budou nejprve probrány základy destilace a její uplatnění v průmyslu. Podobně jako v předešlé kapitole bude popis zaměřen na její provedení v aparátech se stupňovým kontaktem fází a to nejprve při nepřetržitém a pak při vsádkovém provozu. Výklad se týká převážně směsí dvou složek a obsahuje základy popisu destilace složitějších směsí. Dále se probírají metody destilace s přidáváním další složky zlepšující rozdělení původní směsi a způsoby snižování spotřeby energie na destilaci.

## 21.1 Úvod

Destilace je metoda dělení kapalné směsi využívající odlišnosti složení kapalné směsi a k ní rovnovážné parní směsi. Složka, např. A, jejíž rovnovážný poměr má hodnotu větší než rovnovážný poměr jiné složky téže směsi, např. B, se nazývá *těkavější* než složka B. Těkavější složka má obvykle při stejném tlaku menší teplotu varu. Při jednoduché destilaci se kapalina v nádobě udržuje při varu dodáváním energie (tepelným příkonem), vznikající pára se odebráním energie (tepelným výkonem) v kondenzátoru zkapalňuje a vzniklá kapalina má název *destilát*. Kapalina, která zůstane v nádobě po částečném odpaření suroviny, se nazývá *zbytek*. Destilací se tedy surovina, běžně nazývaná *nástřík*, rozdělí na dva kapalné produkty, z nichž *destilát* obsahuje větší a *zbytek* menší podíl těkavějších složek nežli má nástřík.

Proces, při němž se ve svislém věžovém aparátu spolu stýká stékající vroucí kapalina a pára proudící opačným směrem (protiproud obou fází), se nazývá *rektifikace* a je to velmi účinná metoda dělení. Rektifikací je možné rozdělit binární směs na tak čisté složky jak je třeba, ovšem s rostoucí čistotou produktů rostou náklady na výrobu. Provádí se jako stupňový proces nebo jako proces se spojeným kontaktem fází.

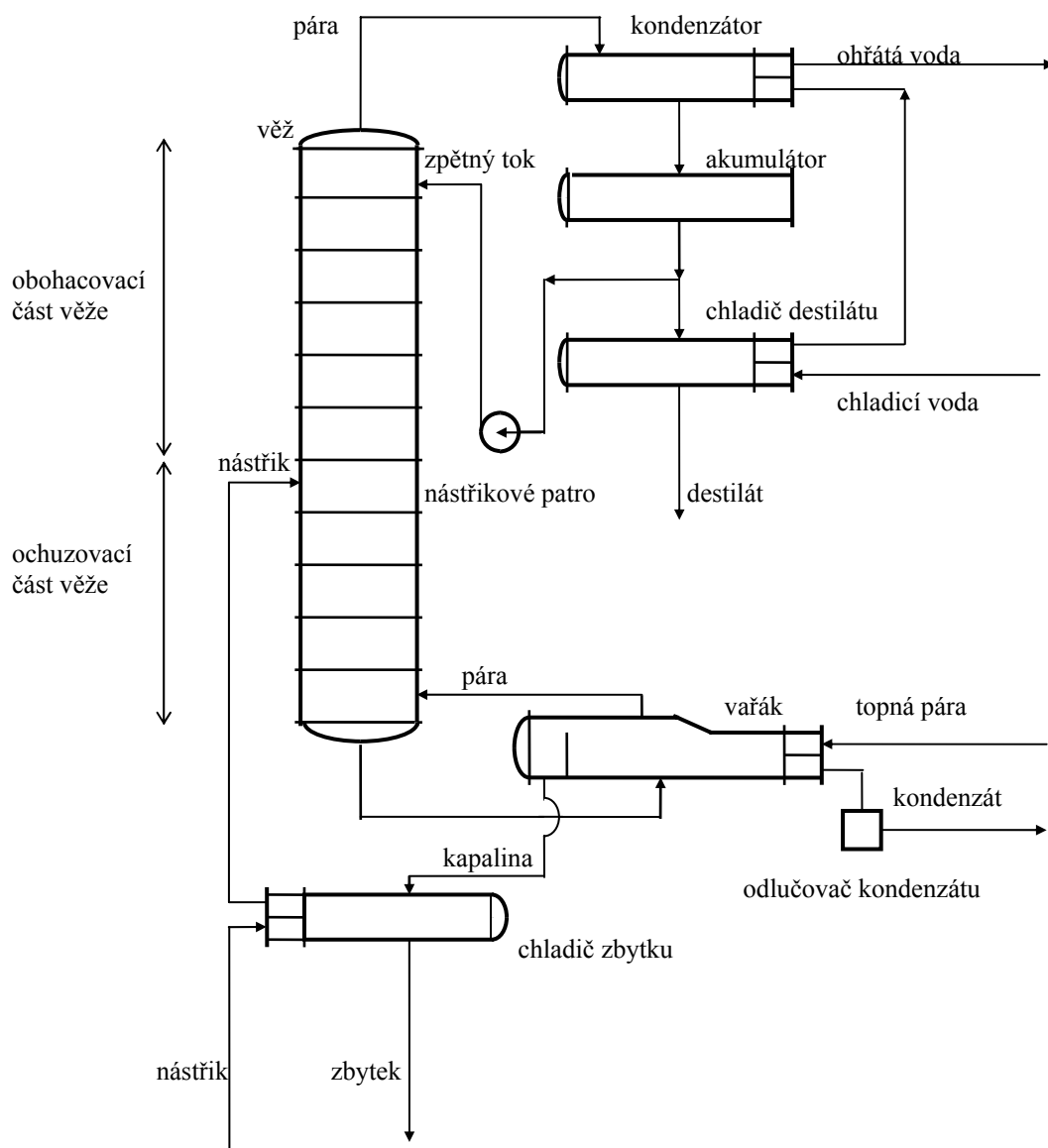
Příklad rektifikačního aparátu je na *obr.21.1*. Je to schéma rektifikačního zařízení pro kontinuální proces. Vlastní dělení probíhá v *rektifikační věži* (koloně), která je zde stupňová, a do které se nepřetržitě přivádí nástřík. Může to být kapalina, pára nebo směs kapaliny a páry. Produktem rektifikace je destilát, tvořený těkavějšími složkami a zbytek, obsahující méně těkavé složky.

Nástřík se běžně přivádí na některé vnitřní patro věže (nástříkové patro). Ve srovnání se složením suroviny je pára odcházející z horní části věže obohacena o těkavější složky, a v kapalině, odváděné z dolní části věže, je koncentrace těkavějších složek menší než v surovině. Část věže nad přívodem nástříku se nazývá *obohacovací*, dolní část včetně nástříkového patra je *ochuzovací*.

Na rektifikační věž je napojen vařák, do něhož z věže přitéká kapalina, jež se dodáváním energie částečně odpařuje a vzniklá pára se vrací do věže. Z vařáku se dále odvádí kapalný zbytek obohacený méně těkavými složkami.

Páru vystupující z věže zkapalňuje *kondenzátor*. Vzniklá kapalina z něj vytéká do akumulátoru, v němž se utlumí provozní výkyvy, a kapalina se rozděluje na dvě části. Jedna se vrací zpět do rektifikační věže jako zpětný tok a druhá se odvádí jako produkovaný destilát.

Rektifikace se považuje se za nejrozšířenější dělicí proces, který se uplatňuje v ropném průmyslu, ve výrobách organických, anorganických, potravinářských a farmaceutických produktů. Prohloubení znalostí o tomto procesu umožňují četné monografie. V češtině existují starší překlady [4] a [20], z cizojazyčných jsou to např. [21] a [61].



Obr. 21.1. Schéma kontinuálního rektifikačního zařízení

Předností rektifikace je, že se k dělené směsi (k surovině) nepřidává další látka (jako třeba extrakční činidlo při extrakci). Místo přívodu další látky se dodává energie, kterou se vytváří druhá fáze. To ovšem znamená, že rektifikace a destilace jsou procesy náročné na spotřebu energie.

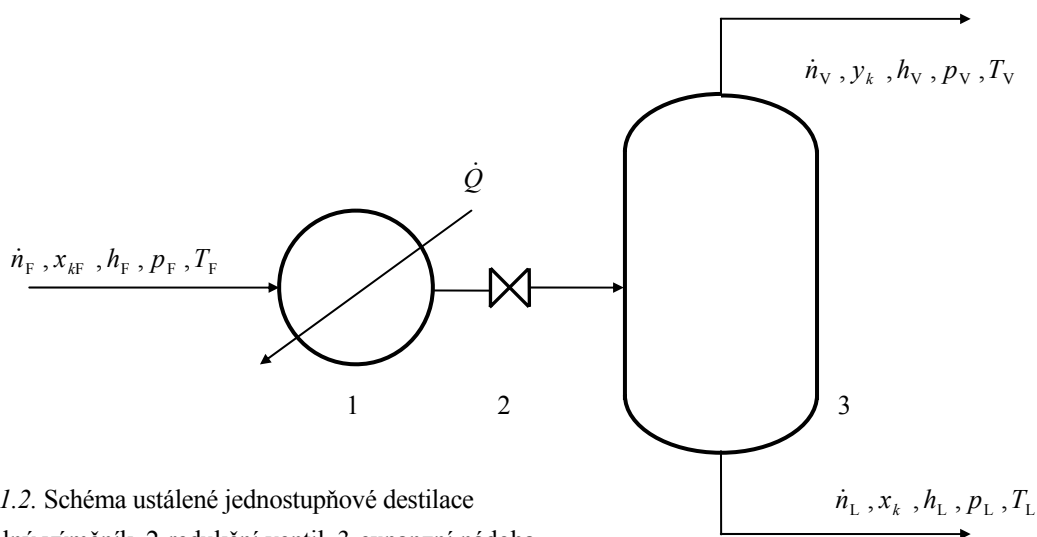
Dělení směsi se dosáhne též opačným pochodem, částečným zkapalněním parní směsi. Vzniklá kapalina pak obsahuje větší podíl méně těkavých složek a ve zbylé páře je větší podíl těkavějších složek než v původní směsi. V této kapitole se omezujeme na výklad stupňové

destilace a rektifikace. Popisu procesů se spojitým kontaktem fází se budeme věnovat až budou vyloženy základy difuze.

## 21.2 Ustálená jednostupňová destilace

Nejprve bude probrán způsob provedení ustálené jednostupňové destilace (rovnovážné destilace). Budou vyloženy rovnice dělení směsí s více než dvěma složkami destilací v rovnovážném stupni. Podrobněji bude probírán popis destilace směsí dvou složek. Vedle numerického bude probráno i grafické řešení na distribučním diagramu. Bude popsán proces ve vařáku i v kondenzátoru.

Výklad nepřetržitě provozované jednostupňové destilace zde slouží jako úvod do postupu výpočtu destilace. Praktický význam rovnovážné destilace však není velký. Průmyslově se uplatňuje při dělení výševroucích ropných frakcí. Kapalná surovina se při zvýšeném tlaku zahřívá (1) (viz obr.21.1) na teplotu vyšší, než je teplota jejího varu při tlaku v zařízení. Pak prochází expanzním ventilem (2). Během izoentalpické expanze se část kapaliny odpaří, sníží se teplota a zbylá kapalina se rozptýlí v páře ve formě kapek, jež jsou v intenzivním kontaktu se vzniklou párou při teplotě destilace. Kapky se od páry oddělí např. vlivem odstředivé síly v cyklónovém separátoru (3) a pára se vede do kondenzátoru.



Obr. 21.2. Schéma ustálené jednostupňové destilace  
1- tepelný výměník, 2-redukční ventil, 3-expanzní nádoba

Bilanční schéma jednostupňové destilace je obr.21.2. Surovina (*nástřik*) se označuje indexem F a produkty jsou pára (index V) a kapalina (index L). Popis destilace je nejčastější v látkovém množství a koncentrace se vyjadřují v molárních zlomcích.

Když je stupeň rovnovážný, vystupuje z něj kapalina a pára při fázové rovnováze, což popisuje rovnice

$$\boxed{y_k = \psi_k x_k} \quad [T_L = T_V = T, \quad p_L = p_V = p, \quad k = 1, 2, \dots, K] \quad (21.2-1)$$

Pro ustálený stav bez chemické reakce je podle rovn.(19.2-18) bilance látkového množství složky  $k$

$$\boxed{\dot{n}_F x_{kF} = \dot{n}_L x_k + \dot{n}_V y_k} \quad \left[ \frac{dn_{kF}}{d\tau} = 0, \quad \frac{dn_{kS}}{d\tau} = 0 \right] \quad (21.2-2)$$

Podle rovn.(19.2-19) je při ustáleném stavu bilance entalpie

$$\boxed{\dot{n}_F h_F + \dot{Q} = \dot{n}_L h_L + \dot{n}_V h_V} \quad \left[ \frac{dn_s}{d\tau} = 0 \quad , \quad \frac{dU_s}{d\tau} = 0 \right] \quad (21.2-3)$$

kde je  $h_F$  molární entalpie přiváděné suroviny (nástríku),  $h_L$  molární entalpie kapalného a  $h_V$  parního produktu,  $\dot{Q}$  označuje tepelný příkon. Pro kapalinu a páru platí podle rovn.(19.2-20)

$$\boxed{\sum_{k=1}^K x_k = 1 \quad , \quad \sum_{k=1}^K y_k = 1} \quad (21.2-4)$$

Bilance proudů je podle rovn.(19.2-18a)

$$\boxed{\dot{n}_F = \dot{n}_L + \dot{n}_V} \quad \left[ \frac{dn_s}{d\tau} = 0 \right] \quad (21.2-5)$$

a nahrazuje se jí bilance některé ze složek

Aby se rovnice daly řešit, je třeba znát závislost rovnovážného poměru a molárních entalpií na tlaku, teplotě a složení směsi, jak plyne z rovn.(19.2-21). Rovnovážený poměr pro soustavu kapalina-pára je podle rovn.(19.2-7)

$$\psi_k = \frac{\gamma_k \phi_{kV}^o p_k^o F}{\phi_{kV} p} \quad (21.2-6)$$

kde  $\phi_{kV}$  je fugacitní koeficient složky  $k$  v páře při teplotě a tlaku směsi,  $\phi_{kV}^o$  fugacitní koeficient čisté složky  $k$  při teplotě směsi a tlaku rovnovážné páry čisté kapalné složky  $k$ ,  $p_k^o$ , při této teplotě. Dále je  $\gamma_k$  aktivitní koeficient složky  $k$  v kapalné směsi,  $F$  je korekce na změnu tlaku mezi hodnotou tlaku rovnovážné páry  $p_k^o$  čisté složky  $k$  a tlaku směsi  $p$ . Veličina  $F = \exp \int_{p_k^o}^p (\nu_k^o / RT) dp$ , kde  $\nu_k^o$  je molární objem čisté kapalné složky  $k$ . Hodnota  $\gamma_k$  závisí na složení kapaliny, hodnota  $\phi_{kV}$  závisí na teplotě, tlaku a složení páry, hodnota  $\phi_{kV}^o$  na teplotě směsi a na rovnovážném tlaku čisté složky  $k$ .

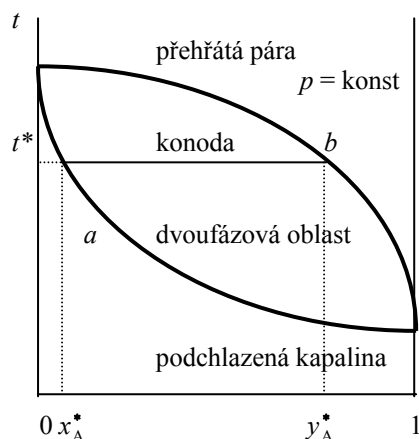
Podle rovn.(21.2-6) je hodnota rovnovážného poměru  $\psi_k$  úměrná hodnotě rovnovážného tlaku páry čisté složky  $k$ . Ten závisí na exponenciálně teplotě, proto je vliv teploty na hodnotu rovnovážného poměru značný. To je podstatný rozdíl proti extrakci, kde rovnovážný poměr je poměrem aktivitních koeficientů a závisí na teplotě méně než samotné aktivitní koeficienty. Vliv tlaku na hodnotu rovnovážného poměru při destilaci je podle rovn.(21.2-6) rovněž významný, rovnovážný poměr je nepřímo úměrný tlaku (další možný vliv teploty a tlaku je však obsažen ve fugacitních koeficientech, které se uplatňují při zvýšených tlacích). Rovnovážený poměr má obecně hodnotu závislou na složení kapaliny (vliv aktivitního koeficientu  $\gamma_k$ ) a na složení páry (vliv fugacitního koeficientu složky v páře  $\phi_{kV}$ ).

Při tlacích blízkých atmosférickému tlaku se hodnoty fugacitních koeficientů blíží jedné a rovn. (21.2-6) se zjednoduší na rovn.(19.2-9)

$$\psi_k = \frac{\gamma_k P_k^o}{p} \quad (19.2-9)$$

Pro termodynamicky ideální směsi se hodnota aktivního koeficientu rovná jedné a platí Raoultův zákon (19.2-10)

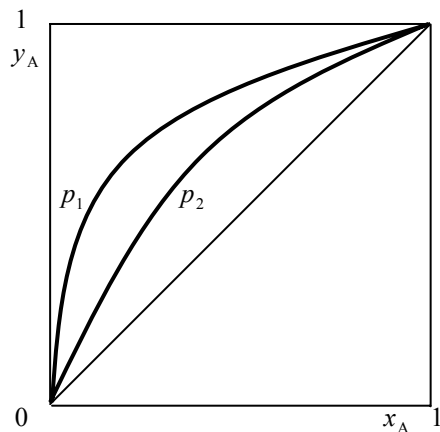
$$\psi_k = \frac{P_k^o}{p} \quad (19.2-10)$$



Obr. 21.3. Teplotní diagram  
a-čára varu; b-čára kondenzace

rozdělují na tři části. Pod křivkou *a* je podchlazená kapalina, tj. kapalina, jejíž teplota je nižší, než její bod varu při daném tlaku, nad křivkou *b* je přehřátá pára s teplotou vyšší než její rosný bod. Mezi křivkami je oblast současné existence obou fází, tj. oblast destilace.

Vliv hodnoty tlaku na hodnotu rovnovážného poměru je znázorněn graficky v diagramu závislosti  $y_A$  na  $x_A$  (distribuční diagram) na obr. 21.4a. Křivky jsou grafickým znázorněním rovn. (21.2-1) při dvou tlacích  $p_1$  a  $p_2$ , přičemž  $p_1 < p_2$ . Obrázek ukazuje, že s rostoucí hodnotou tlaku se rovnovážná čára blíží úhlopříčce a tím se zmenšuje dělicí schopnost destilace (pro úhlopříčku je  $y_A = x_A$ ). Tvar křivek je typický pro ideální směsi ( $\gamma_k = 1$ ) charakterizované rovn. (19.2-10).

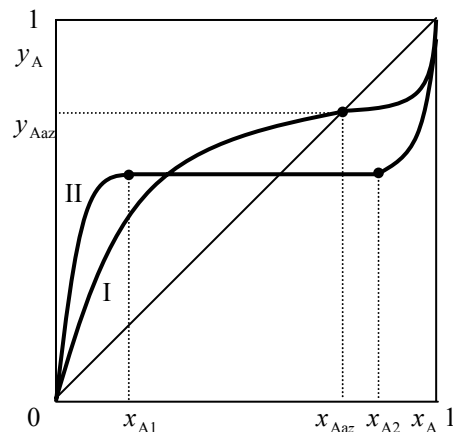


Obr. 21.4a. Vliv tlaku na fázovou rovnováhu

Obr. 21.3 ukazuje závislost teploty ideální směsi dvou složek na jejím složení při konstantním tlaku. Diagram obsahuje dvě křivky. Křivka *a* znázorňuje závislost bodu varu směsi složek A a B na složení. Nejvyšší je teplota varu čisté složky B a nejnižší teplota varu složky A (těkavější složky) při daném tlaku. Křivka *b* znázorňuje závislost teploty kondenzace směsi na složení. Teplota kondenzace a varu je stejná pro čisté složky ale odlišná pro směsi. Na tom je založeno dělení směsí destilací. Při rovnováze je teplota obou fází stejná, jak plyne z fázového pravidla, proto složení rovnovážné kapaliny a páry spojuje v grafu konoda, která je v grafu vodorovná. Složení kapaliny a páry a jejich teplota při rovnováze jsou označeny hvězdičkou. Pára obsahuje větší podíl těkavější složky než kapalina. Křivky *a* a *b* diagram

rozdělují na tři části. Pod křivkou *a* je podchlazená kapalina, tj. kapalina, jejíž teplota je nižší, než její bod varu při daném tlaku, nad křivkou *b* je přehřátá pára s teplotou vyšší než její rosný bod. Mezi křivkami je oblast současné existence obou fází, tj. oblast destilace.

Vliv hodnoty tlaku na hodnotu rovnovážného poměru je znázorněn graficky v diagramu závislosti  $y_A$  na  $x_A$  (distribuční diagram) na obr. 21.4a. Křivky jsou grafickým znázorněním rovn. (21.2-1) při dvou tlacích  $p_1$  a  $p_2$ , přičemž  $p_1 < p_2$ . Obrázek ukazuje, že s rostoucí hodnotou tlaku se rovnovážná čára blíží úhlopříčce a tím se zmenšuje dělicí schopnost destilace (pro úhlopříčku je  $y_A = x_A$ ). Tvar křivek je typický pro ideální směsi ( $\gamma_k = 1$ ) charakterizované rovn. (19.2-10).



Obr. 21.4b. Vliv neideality směsi na fázovou rovnováhu

Vliv neidealit kapalných směsí (odchylky hodnoty aktivitních koeficientů od hodnoty jedna), tj. závislost hodnoty rovnovážného poměru na složení této směsi, ukazuje obr. 21.4b. Křivka I znázorňuje čáru rovnováhy systému tvořícího při určitém složení azeotropickou směs. V místě, kde křivka protíná úhlopříčku, je složení kapaliny shodné se složením páry. Průsečík tedy představuje azeotropickou směs. Křivka II znázorňuje rozpad kapaliny na dvě kapalně fáze v rozmezí koncentrací  $x_{A1}$  a  $x_{A2}$ , v němž je složení páry nezávislé na průměrném složení směsi dvou kapalných fází. Na začátku této oblasti, tj. na levém konci vodorovné čáry je směs, jejíž kapalně podíl obsahuje kapalinu, která má koncentraci těkavější složky  $x_{A1}$  a diferenciální množství druhé kapaliny se složením  $x_{A2}$ . Směrem doprava podíl druhé kapaliny tedy i průměrný molární zlomek roste. Složení těchto kapalin se však nemění dokud se nedosáhne koncentrace  $x_{A2}$ . Pak je systém opět v dvofázové oblasti. Existence azeotropu nebo oblasti dvou kapalin ztěžuje možnost dělení směsi destilací.

Značná závislost rovnovážného poměru na podmínkách destilace znesnadňuje výpočty. Proto se často používá *relativního rovnovážného poměru (relativní těkavost)* z rovn. (19.2-13). Pro dvojici složek  $j$  a  $k$  platí

$$\alpha_{jk} \equiv \frac{\psi_j}{\psi_k} = \frac{y_j / x_j}{y_k / x_k} \quad (21.2-7)$$

Tato veličina závisí na podmínkách destilace podstatně méně než hodnoty samotných rovnovážných poměrů. Podle rovn. (21.2-6) je

$$\alpha_{jk} = \frac{\gamma_j \phi_{jV}^o \phi_{kV} p_j^o F_j}{\gamma_k \phi_{kV}^o \phi_{jV} p_k^o F_k} \quad (21.2-8)$$

takže při malých tlacích

$$\alpha_{jk} = \frac{\gamma_j p_j^o}{\gamma_k p_k^o} \quad (21.2-9)$$

Hodnoty entalpií směsí dosazované do bilance entalpie závisí obecně na teplotě, tlaku a složení směsí. Teoretické podklady pro jejich výpočet poskytuje termodynamika. Pro určitou látku závisí molární entalpie na teplotě a tlaku. Např. pro látku  $k$  platí

$$dh_k = c_{pk} dT + \left[ v_k - T \left( \frac{\partial v_k}{\partial T} \right)_p \right] dp \quad (21.2-10)$$

kde je  $c_{pk}$  molární tepelná kapacita látky  $k$  při konstantním tlaku  $p$  a  $v_k$  je molární objem látky  $k$ . K integraci je třeba znát závislost  $c_{pk}$  na teplotě a vztah mezi molárním objemem látky, teplotou a tlakem, tj. stavovou rovnicí. Ze stavové rovnice ideálního plynu se snadno dokáže, že pro ideální plyn se obsah hranaté závorky rovná nule. Závislost entalpie na tlaku se tedy významně projevuje při velkých hodnotách tlaku. Pak se při výpočtu uplatní stavová rovnice reálného plynu, např. Pengova-Robinsonova (19.2-5). Další výklad bude omezen na podmínky destilace, kdy vliv změny tlaku na hodnotu entalpie nemá význam.

Pro kapalinu se molární entalpie směsi vyjádří rovnicí

$$h_L = \sum_{k=1}^K h_{Lk}^o x_k + \Delta h_{\text{mix}} \quad (21.2-11)$$

kde  $h_{Lk}^o$  je molární entalpie čisté kapalně složky  $k$ , jejíž hodnota se vypočte z rovnice

$$h_{Lk}^o = \langle c_{pLk}^o \rangle (t_L - t_0) \quad (21.2-12)$$

a  $\langle c_{pLk}^o \rangle$  je střední hodnota molární tepelné kapacity čisté kapalně složky  $k$  pro rozmezí teploty kapaliny  $t_L$  a teploty  $t_0$  v referenčním stavu entalpie. Pro rovn.(21.2-12) je skupenství složky v referenčním stavu kapalně. Korekce na molární směšovací entalpii  $\Delta h_{\text{mix}}$  má význam v ne-ideálních směsích.

Molární entalpie parní směsi má obvykle nevýznamnou hodnotu směšovací entalpie, proto

$$h_V = \sum_{k=1}^K h_{V_k}^o y_k \quad (21.2-13)$$

kde je  $h_{V_k}^o$  molární entalpie čisté parní složky  $k$ . Její hodnota se pro referenční stav v kapalném skupenství složky vypočte z rovnice

$$h_{V_k}^o = \langle c_{pV_k}^o \rangle (t_V - t_0) + \Delta h_{\text{ig}k}^o (t_0) \quad (21.2-14)$$

nebo

$$h_{V_k}^o = \langle c_{pLk}^o \rangle (t_V - t_0) + \Delta h_{\text{lg}k}^o (t_V) \quad (21.2-15)$$

Zde je  $\langle c_{pV_k}^o \rangle$  a  $\langle c_{pLk}^o \rangle$  střední hodnota molární tepelné kapacity čisté parní a kapalně složky  $k$  pro rozmezí teploty páry  $t_V$  a teploty  $t_0$  v referenčním stavu entalpie složky. Veličina  $\Delta h_{\text{ig}k}^o$  je molární výparná entalpie čisté složky  $k$  při rovnovážné teplotě. Potřebné hodnoty molárních tepelných kapacit při konstantním tlaku a molárních výparných entalpií čistých složek se odečtou z tabulek fyzikálně chemických dat (viz též kap.10 *Příklady*).

Obecně platí, že rovnovážný stupeň obsahující směs s  $K$  složkami popisuje  $K$  rovnovážných vztahů a  $K$  bilancí látkového množství složek, bilance entalpie a dvě vazební podmínky koncentrací v kapalině a v páře, tj.  $(2K+3)$  rovnic. Tomu se musí rovnat počet neznámých, aby úloha byla řešitelná.

Je-li zadán tlak směsi, je třeba určit její rovnovážnou teplotu a naopak. Tyto úlohy se dají řešit z rovnovážných vztahů. Tak např. teplota varu směsi daného složení a tlaku se určí tak, že se vyjde z rovnice rovnováhy

$$y_k = \psi_k x_k \quad (a)$$

a z podmínky

$$\sum_{k=1}^K y_k = 1 \quad (b)$$

Teplota se určí Newtonovou metodou

$$T^{(l+1)} = T^{(l)} - \frac{F(T^{(l)})}{F'(T^{(l)})} \quad (c)$$

kde

$$F = \sum_{k=1}^K y_k - 1 = \sum_{k=1}^K \psi_k x_k - 1 = 0 \quad ; \quad F' = \frac{dF}{dT} \quad (d)$$

Chová-li se kapalná směs ideálně, platí podle Raoultova zákona

$$\psi_k = p_k^o / p \quad (e)$$

a

$$F = \sum_{k=1}^K \frac{p_k^o}{p} x_k - 1 \quad (f)$$

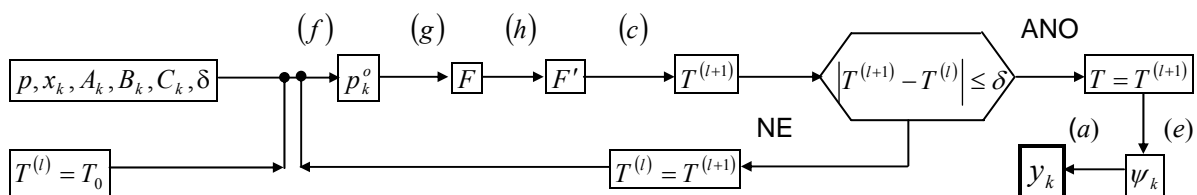
Pokud závislost tlaku rovnovážné páry čisté složky na teplotě vyhovuje Antoineově rovnici

$$p_k^o = \exp\left(A_k - \frac{B_k}{T + C_k}\right) \quad (g)$$

platí

$$F' = \sum_{k=1}^K \frac{p_k^o}{p} x_k \frac{B_k}{(T + C_k)^2} \quad (h)$$

Dosadí se do rovnice (c) a obdrží se zlepšený odhad teploty. Výpočet se opakuje tak dlouho, až dva za sebou následující odhady dají rozdíl menší než je dovolená hodnota ( $\delta$ ). Pak se určí z rovn.(e) rovnovážný poměr a z rovn.(a) koncentrace složky v páře. Algoritmus je znázorněn graficky v obr.21.1.



Obr.21.1. Algoritmus výpočtu teploty varu

Při destilaci směsi známého množství, složení, teploty a tlaku vzniká určité množství páry a určité množství kapaliny. Jejich teplota a tlak jsou při rovnováze stejné a jejich složení vyhovuje fázové rovnováze mezi nimi. Úkolem tedy bude určit množství a složení obou vzniklých fází. Jeden z možných postupů pro směsi více než dvou složek je úprava bilance (21.2-2). Dosazením z rovnovážného vztahu (21.2-1) a z bilance směsi (21.2-5) přejde rovnice na tvar

$$\dot{n}_F x_{kF} = \dot{n}_L x_k + \dot{n}_V \psi_k x_k = \dot{n}_L x_k + (\dot{n}_F - \dot{n}_L) \psi_k x_k = [\dot{n}_L (1 - \psi_k) + \dot{n}_F \psi_k] x_k$$



Rovnice se dělí  $\dot{n}_F$

$$x_{kF} = \left[ \psi_k + (1 - \psi_k) \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_F} \right] x_k = \left[ \psi_k + (1 - \psi_k) \left( 1 - \frac{\dot{n}_V}{\dot{n}_F} \right) \right] x_k = \left[ 1 + (\psi_k - 1) \frac{\dot{n}_V}{\dot{n}_F} \right] x_k$$

a vyjádří se z ní  $x_k$

$$x_k = \frac{x_{kF}}{1 + (\psi_k - 1) \frac{\dot{n}_V}{\dot{n}_F}} = \frac{x_{kF}}{\psi_k - (\psi_k - 1) \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_F}} \quad (21.2-16)$$

Sečtením rovnic fázové rovnováhy (21.2-1) pro všechny složky se obdrží vztah

$$\sum_{k=1}^K y_k = \sum_{k=1}^K \psi_k x_k = 1$$

Za jedničku lze dosadit také součet hodnot  $x_k$  a rovnici upravit na tvar

$$\sum_{k=1}^K \psi_k x_k - \sum_{k=1}^K x_k = \sum_{k=1}^K (\psi_k - 1) x_k = 0$$

Po dosazení z rovn.(21.2-16) se obdrží výraz používaný k iteračnímu výpočtu

$$\sum_{k=1}^K \frac{x_{kF}}{\frac{1}{\psi_k - 1} + \frac{\dot{n}_V}{\dot{n}_F}} = 0 ; \quad \sum_{k=1}^K \frac{y_{kF}}{\frac{\psi_k}{\psi_k - 1} - \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_F}} = 0 \quad (21.2-17)$$

Tento tvar rovnic zmenšuje závislost sčítanců na teplotě a tím urychluje konvergenci výpočtu. Z rovnic se vychází při řešení úloh rovnovážné destilace či kondenzace.

### 21.2.1 Binární směsi

V dalším výkladu se bude probírat destilace dvousložkových směsí, pro které je výklad nejjednodušší. Vzhledem k rovn.(21.2-4) má ve dvousložkové směsi pouze jedna složka nezávisle volitelnou koncentraci. Odlišné složení páry a kapaliny při rovnováze je princip dělení destilací. Obtížnost dělení směsi dvou složek destilací závisí na jejich schopnosti přecházet z kapaliny do páry, tj. na jejich těkavosti. Kvantitativní porovnání dvou složek udává hodnota relativního rovnovážného poměru (relativní těkavosti) definovaného rovnicí (21.2-7). Podle této rovnice je složka  $j$  těkavější než složka  $k$ , když je  $\alpha_{jk} > 1$ . Čím větší je hodnota relativního rovnovážného poměru, tím snáze se obě složky od sebe oddělují. Složky binární směsi budou označovány symboly A a B. Za těkavější složku se volí složka A, takže platí  $\alpha_{AB} > 1$ . Podle rovn.(21.2-4)

$$x_B = 1 - x_A \quad , \quad y_B = 1 - y_A \quad (21.2-18)$$

K výpočtům postačí rovnice rovnováhy a rovnice bilance látkového množství jedné ze složek, za níž se volí těkavější složka A, tj.

$$y_A = \psi_A x_A \quad (21.2-19)$$

$$\dot{n}_{AF} x_{AF} = \dot{n}_L x_A + \dot{n}_V y_A \quad (21.2-20)$$

Bilance látkového množství složky B se s výhodou nahrazuje bilancí směsí (21.2-5).

Pro výpočet destilace se dá využít relativního rovnovážného poměru. Pro směs dvou složek plyne z rovn. (21.2-7)

$$\alpha_{AB} = \frac{y_A}{x_A} \frac{1 - x_A}{1 - y_A} \quad (21.2-7a)$$

a z této rovnice se obdrží rovnovážný vztah mezi  $x_A$  a  $y_A$

$$y_A = \frac{\alpha_{AB} x_A}{1 + (\alpha_{AB} - 1) x_A} \quad (21.2-21)$$

Po dosazení do bilance (21.2-20) a úpravě se dospěje ke kvadratické rovnici pro molární zlomek těkavější složky v produkovaném zbytku z destilace

$$(\alpha_{AB} - 1)x_A^2 + \left[ \alpha_{AB} \left( \frac{\dot{n}_F}{\dot{n}_V} - 1 \right)^{-1} - (\alpha_{AB} - 1) \left( 1 - \frac{\dot{n}_V}{\dot{n}_F} \right)^{-1} x_{AF} + 1 \right] x_A - \left( 1 - \frac{\dot{n}_V}{\dot{n}_F} \right)^{-1} x_{AF} = 0 \quad (21.2-22)$$

Z rovnice se určí hodnota  $x_A$ , je-li zadán odpařený podíl suroviny, hodnota  $x_{AF}$  a  $\alpha_{AB}$ . Je-li zadána hodnota  $x_A$ ,  $\alpha_{AB}$  a  $x_{AF}$ , vypočte se z rovnice neznámá hodnota  $\dot{n}_V / \dot{n}_F$ . Hodnota  $y_A$  se určí z rovn. (21.2-21).

Z bilance entalpie (21.2-3) se dá spočítat spotřeba energie na destilaci. Hodnoty molárních entalpií směsí se určí z rovnic (21.2-11) až (21.2-15) po dosazení  $k = A, B$ . Pokud je jednou složkou voda, bývá výhodné využít parních tabulek.

Pára odcházející z vařáku se zkapalňuje v kondenzátoru. Ten může být parciální nebo totální. V totálním kondenzátoru se zkapalní veškerá přiváděná pára, odcházející kapalina má proto stejné složení jako vstupující pára. V parciálním kondenzátoru se zkapalní jen část páry a vystupuje z něj kapalina a pára. Vystupující pára je bohatší těkavější složkou než pára, která do kondenzátoru vstupuje.

Na obr. 21.5 je bilanční schéma parciálního kondenzátoru, do kterého vstupuje pára a vystupuje kapalina a pára, které jsou spolu v rovnováze. Proudů vystupujících z parciálního kondenzátoru jsou označeny čárkou vpravo nahoře. Platí

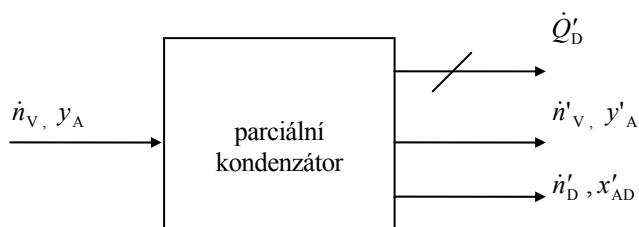
$$y'_A = \psi'_A x'_{AD} \quad (21.2-23)$$

Bilance složky A je podle označení v obrázku rovnice

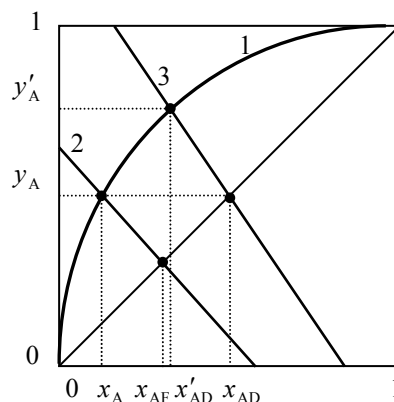
$$\dot{n}_V y_A = \dot{n}'_D x'_{AD} + \dot{n}'_V y'_A \quad (21.2-24)$$

a bilance proudů je rovnice

$$\dot{n}_V = \dot{n}'_D + \dot{n}'_V \quad (21.2-25)$$



Obr.21.5. Bilanční schéma parciálního kondenzátoru



Obr.21.6. Grafické znázornění rovnovážné destilace a parciální kondenzace  
1-rovn.(21.2-19), 2-rovn.(21.2-20), 3-rovn.(21.2-24)

Výkon kondenzátoru  $\dot{Q}'_D$  se vypočte z bilance entalpie

$$\dot{n}_V h_V = \dot{n}'_D h'_D + \dot{n}'_V h'_V + \dot{Q}'_D \quad (21.2-26)$$

Když je kondenzátor totální, veškerá pára se zkapalní a bilance entalpie se zjednoduší na rovnici

$$\dot{n}_V h_V = \dot{n}_D h_D + \dot{Q}_D \quad (21.2-27)$$

Destilace a následující parciální kondenzace je znázorněna v grafu závislosti složení páry na složení kapaliny na obr.21.6. Je v něm nakreslena úhlopříčka  $y_A = x_A$  jako pomocná čára pro grafické řešení. Křivka 1 vyjadřuje rovnovážný vztah (21.2-19). Bilanční rovnice (21.2-20) pro rovnovážnou destilaci je v souřadnicích grafu lineární, směrnice bilanční přímky 2 je  $(-\dot{n}'_L / \dot{n}'_V)$ . Z rovnic bilance a úhlopříčky plyne, že souřadnice jejich průsečíku je  $x_{AF}$ , což spolu s hodnotou směrnice umožňuje přímku nakreslit. Průsečík bilanční přímky s čarou rovnováhy udává rovnovážné koncentrace složky A v produktech, tj. v páře  $y_A$  a ve zbytku  $x_A$ . Podobně představuje rovn.(21.2-24) pro parciální kondenzaci v grafu přímku 3 se směrnici  $(-\dot{n}'_L / \dot{n}'_V)$ . Tato bilanční přímka protíná úhlopříčku v bodu se souřadnicí  $y_A$ , což je koncentrace složky A v páře proudící z destilačního aparátu do kondenzátoru. Její průsečík s čarou rovnováhy poskytuje koncentraci složky A v odcházející kapalině  $x'_{AD}$  a v páře  $y'_A$ . Grafická konstrukce názorně ukazuje, že se při parciální kondenzaci obdrží pára, která je bohatší složkou A (těkavější složka) než pára vystupující z destilačního aparátu, protože  $y'_A > y_A$ . Naproti tomu je o těkavější složku ochuzena kapalina, protože  $x'_{AD} < x_{AD}$ . Parciální kondenzátor zlepšil rozdělení původní směsi, chová se jako rovnovážný stupeň (naproti tomu totální kondenzátor přemění skupenství, nikoli složení směsi).

Dosud jsme se zabývali výkladem destilace v rovnovážném stupni. Skutečné složení výstupních proudů se určí z hodnoty účinnosti stupně. Podobně jako při jednostupňové extrakci platí

$$E_{Ax} \equiv \frac{x_{AF} - x_A}{x_{AF} - x_A^*} = E_{Ay} \equiv \frac{y_A - x_{AF}}{y_A^* - x_{AF}} \quad (21.2-28)$$

kde hvězdička označuje výstup z rovnovážného stupně. Rovnost hodnot obou účinností plyne z bilance (21.2-20). Dosazením pomocí koncentrace složky B se dokáže, že hodnota účinnosti je pro obě složky stejná, což neplatí, je-li složek více. Proto se symbol účinnosti u dvou-složkových směsí indexem složky neoznačuje.

## 21.3 Ustálená stupňová rektifikace

Budou vyloženy rovnice rovnovážného stupně pro libovolný ze stupňů rektifikační věže a v dalším se výklad zjednoduší na rovnice pro směs dvou složek. Bude diskutován vliv poměru zpětného toku a relativní změny toku kapaliny v místě přívodu nástřiku na činnost rektifikační věže. Dále se bude probírat závislost nákladů na rektifikaci na hodnotě poměru zpětného toku. Rektifikace směsi dvou složek bude též znázorněna graficky v distribučním diagramu (řešení úloh v entalpickém diagramu je uvedeno v příloze B2.1). Dále bude ukázáno zjednodušení numerického řešení úloh při konstantní hodnotě relativní těkavosti.

### 21.3.1 Úvod

Již z výkladu extrakce je známo, že při protiproudu je aparát s hlediska dělicí schopnosti nejúčinnější. Byla ukázána možnost zlepšení dělicí schopnosti takového zařízení rozdělením obohaceného produktu na dvě části. Jedna je vlastní produkt, který se odvádí, a druhá část se do aparátu vrací a tak umožňuje tvorbu obohaceného produktu. Toto uspořádání se nazývá *zpětný tok*. Destilace provozovaná při protiproudu kapaliny a páry se zpětným tokem se nazývá *rektifikace*.

Zařízení, v němž se rektifikace provozuje, je na *obr.21.1*. Hlavními součástmi jsou rektifikační věž, vařák a kondenzátor. Věž může být patrová nebo se spojitým stykem fází. Na *obr.21.1* je schéma patrové věže. Rektifikační věž se dělí na část obohacovací, mezi nástřikovým patrem a kondenzátorem a ochuzovací, mezi nástřikovým patrem a vařákem.

Podle obrázku vařák představuje dělicí stupeň a zbytek je vůči kapalině z věže obohacen méně těkavými složkami. Vařák, ve kterém se odpařuje pouze část přiváděné kapaliny, se nazývá *parciální vařák*. V jiném možném uspořádání se odvádí zbytek odvětvěním kapaliny stékající z věže do vařáku. Vařák pak slouží k pouhému odpařování kapaliny a nazývá se *totální vařák*<sup>\*)</sup>.

Páru vystupující z věže zkapalňuje *kondenzátor*. Vzniklá kapalina z něj vytéká do akumulátoru, v němž se utlumí fluktuační průtok, a kapalina se rozděluje na dvě části. Jedna se vrací zpět do rektifikační věže jako zpětný tok a druhá se odvádí jako produkovaný destilát.

Vařák tedy dodává do rektifikační věže neustále páru a kondenzátor kapalinu, ty se ve věži stýkají a nastává mezi nimi výměna hmoty a tepla. Vroucí kapalina, která rektifikační

---

<sup>\*)</sup>Jinou variantou je rektifikace bez vařáku. Do rektifikační věže obsahující vodný roztok se na dolním konci přivádí vodní pára, která s sebou přináší energii potřebnou k odpařování stékající kapaliny (viz příl. B2.2).

věží stéká, se postupně ochuzuje o těkavější složky, které přecházejí do páry. Pára vznikající ve vařáku prochází věží vzhůru a roste v ní koncentrace těkavějších složek. Toky páry a kapaliny protékající věží závisejí na hodnotě poměru zpětného toku a mohou být podstatně větší než tok přiváděného nástřiku a odváděného destilátu či zbytku. Vařák, kondenzátor a chladiče destilátu a zbytku jsou výměníky tepla probírané v kap.17.

Na *obr.21.1* je ukázáno, jak se dá využít entalpie zbytku k přehřívání nástřiku. Je to jeden ze způsobů úspory topné páry k rektifikaci.

Při rektifikaci složitějších směsí se v průmyslových zařízeních někdy odebírají produkty v různých místech věže (boční odtahy) a nástřik se dá přivádět na několika místech současně (viz obrázek v řešení kontrolních úloh 21.18 a 21.19 ve skriptu [48a]). Pak pojem jedné obohacovací a jedné ochuzovací sekce ztrácí smysl. Zde se omezíme na základní uspořádání.

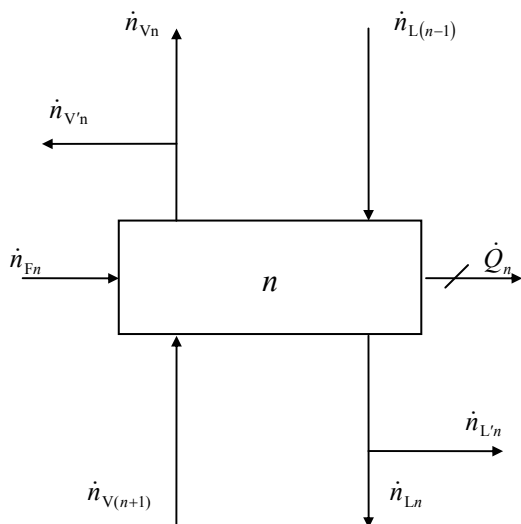
Způsob kontaktu páry a kapaliny závisí na konstrukci rektifikační věže. Zabýváme se stupňovým stykem fází, ke kterému dochází v patrových věžích. Patra (nazývají se též talíře) jsou vodorovné přepážky rozmanité konstrukce a slouží intenzivnímu kontaktu páry s kapalinou. Jednoduchá jsou tzv. síťová patra, tj. vodorovné děrované přepážky, jejichž otvory prochází pára z nižšího patra a vytváří s kapalinou přitékající z vyššího patra vrstvu pěny s velkým mezifázovým povrchem (viz *obr.19.3*). Pěna neustále vzniká a zaniká a ze zaniklých bublin uvolněná pára stoupá na vyšší patro. Přitom může unášet kapky kapaliny tvořící se při zániku bublin. Kapalina odtéká na nižší patro buď otvory v patře (tzv. bezpřepadová patra), nebo přetéká přes jez, který na patře udržuje určitou výšku vrstvy kapaliny (patra s přepadem). Rozličné typy pater se popisují v kap.29 (viz *obr.29.1* a *29.2*).

Rektifikace se provozuje při atmosférickém tlaku, ale též při tlacích menších či větších, než je tlak atmosférický. Pára při průchodu patrem překonává hydraulický odpor, proto v rektifikační věži směrem vzhůru klesá hodnota tlaku. To má význam zejména při snížených hodnotách tlaku v rektifikační věži. Rektifikace za vakua se používá k dělení směsí obsahujících složky, které mají při atmosférickém tlaku vysokou teplotu varu, při níž se rozkládají. Při vyšším než atmosférickém tlaku se dělí složky, které za atmosférického tlaku kondenzují při teplotách nižších, než je teplota chladicí vody a náklady na chlazení by významně převýšily náklady potřebné na provoz při atmosférickém tlaku. Jak ukazuje *obr.21.3* a rovň.(21.2-6), má provozní tlak vliv na dělicí schopnost věže. S rostoucím tlakem dělicí schopnost klesá.

Dělicí schopnost věže se charakterizuje tím, jak je schopna rozdělit dvě vybrané složky, které se nazývají *lehká klíčová složka* a *těžká klíčová složka*. Složky těkavější než je lehká klíčová složka odcházejí pouze v destilátu a složky méně těkavé než je těžká klíčová složka odcházejí pouze ve zbytku. Zbylé složky vystupují v obou produktech. Podmínka, kterou musí navrhovaná rektifikační věž splnit, je dosáhnout zadané koncentrace těžké klíčové složky v destilátu a koncentrace lehké klíčové složky ve zbytku. Při optimálních podmínkách se dělením v jedné rektifikační věži dají získat dva poměrně čisté produkty. Je-li požadovaných produktů  $n > 2$ , je k tomu třeba  $n-1$  rektifikačních věží. Pořadí, v jakém se mají jednotlivé složky ze směsi oddělovat, závisí na ekonomické analýze.

### 21.3.2 Základní rovnice popisu stupňové ustálené rektifikace

Stupňová rektifikace je proces provozovaný v soustavě stupňů při protiproudu páry a kapaliny. Je to obdoba stupňové extrakce při protiproudu. Každý stupeň je obecně popsán vyjádřením fázové rovnováhy, bilancí látkového množství a entalpie a rovnicí účinnosti stupně. K tomu patří vazební vztah mezi koncentracemi složek proudu a vyjádření závislosti rovnovážného poměru složky a molárních entalpií proudů na teplotě, tlaku a složení proudů. Na rozdíl od extrakce nelze předpokládat konstantní teplotu v celém aparátu. Každému stupni přísluší jiná teplota a tu je nutné určit, aby bylo možné spočítat rovnovážný poměr.



Obr.21.7. Bilanční schéma stupně  $n$

stupeň  $n$  [ $n = 1, \dots, N$ ]:

$$\dot{n}_{L(n-1)} x_{k(n-1)} + \dot{n}_{V(n+1)} y_{k(n+1)} + \dot{n}_{Fn} z_{Fkn} - (\dot{n}_{Ln} + \dot{n}_{L'n}) x_{kn} - (\dot{n}_{Vn} + \dot{n}_{V'n}) y_{kn} = 0 \quad (21.3-2)$$

kde symbol  $z = x, y$  pro koncentraci je zde proto, že nástřík může být kapalina, pára nebo směs obou fází. Bilance směsí je

$$\dot{n}_{L(n-1)} + \dot{n}_{V(n+1)} + \dot{n}_{Fn} - \dot{n}_{Ln} - \dot{n}_{L'n} - \dot{n}_{Vn} - \dot{n}_{V'n} = 0 \quad (21.3-2a)$$

Bilanci entalpie pro stupeň  $n$  zapíšeme ve tvaru

$$\dot{n}_{L(n-1)} h_{L(n-1)} + \dot{n}_{V(n+1)} h_{V(n+1)} + \dot{n}_{Fn} h_{Fn} - (\dot{n}_{Ln} + \dot{n}_{L'n}) h_{Ln} - (\dot{n}_{Vn} + \dot{n}_{V'n}) h_{Vn} - \dot{Q}_n = 0 \quad (21.3-3)$$

Pro každou fázi platí součtové vztahy

$$\sum_{k=1}^K x_{kn} - 1 = 0 \quad , \quad \sum_{k=1}^K y_{kn} - 1 = 0 \quad (21.3-4)$$

Rovnovážné poměry složek a molární entalpie fází jsou obecně komplikovanými funkcemi teploty, tlaku a rovnovážných hodnot molárních zlomků v obou fázích ve stupni  $n$ . Označíme-li soubory molárních zlomků všech složek v každé fázi jako vektory  $\mathbf{x}$  a  $\mathbf{y}$ , platí

$$\begin{aligned} \psi_{kn} &= \psi_{kn}(t_n, p_n, \mathbf{x}_n, \mathbf{y}_n) \\ h_{Vn} &= h_{Vn}(t_n, p_n, \mathbf{y}_n) \\ h_{Ln} &= h_{Ln}(t_n, p_n, \mathbf{x}_n) \end{aligned} \quad (21.3-5)$$

Z bilance látkového množství složky  $k$ , rovn.(21.3-2), se eliminuje proměnná  $y_{kn}$  rovnovážným vztahem (21.3-1). Bilanci proudů pro úsek věže od stupně 1 do stupně  $n$

Na obr. 21.7 je bilanční schéma libovolného stupně  $n$ . Pro obecnost zahrnuje v sobě jak jednoduché patro, tak možnost bočních proudů kapaliny a páry, možnost přívodu nástříku a může to být také kondenzátor či vařák (znaménko tepelného výkonu  $\dot{Q}_n$  bude kladné pro kondenzátor a záporné pro vařák). Věž má obecně  $N$  stupňů a směs má obecně  $K$  složek. Pro každý rovnovážný stupeň je možno napsat  $(2K+3)$  rovnic (viz též kap.19).

Pro složku  $k$  v rovnovážném stupni  $n$  platí

$$y_{kn} - \psi_{kn} x_{kn} = 0 \quad (21.3-1)$$

Bilance látkového množství složky  $k$  [ $k = 1, 2, \dots, K$ ] při ustáleném stavu je pro

$$\dot{n}_{L_n} = \dot{n}_{V(n+1)} + \sum_{n=1}^N (\dot{n}_{F_n} - \dot{n}_{L'_n} - \dot{n}_{V'_n}) - \dot{n}_{V_1} \quad (21.3-6)$$

se z bilance odstraní tok kapaliny  $\dot{n}_{L_n}$ . Bilance látkového množství složky  $k$  se pak formálně napíše ve tvaru

$$A_n x_{k(n-1)} + B_n x_{kn} + C_n x_{k(n+1)} = D_n \quad (21.3-7)$$

kde

$$A_n = \dot{n}_{V_n} + \sum_{m=1}^{n-1} (\dot{n}_{F_m} - \dot{n}_{L'_m} - \dot{n}_{V'_m}) - \dot{n}_{V_1} \quad [n = 2, \dots, N] \quad (21.3-8)$$

$$B_n = \dot{n}_{V(n+1)} + \sum_{m=1}^n (\dot{n}_{F_m} - \dot{n}_{L'_m} - \dot{n}_{V'_m}) - \dot{n}_{V_1} + \dot{n}_{L'_n} + (\dot{n}_{V_n} + \dot{n}_{V'_n}) \psi_{kn} \quad [n = 1, \dots, N] \quad (21.3-9)$$

$$C_n = \dot{n}_{V(n+1)} \psi_{k(n+1)} \quad [n = 1, \dots, N-1] \quad (21.3-10)$$

$$D_n = -\dot{n}_{F_n} z_{Fkn} \quad [n = 1, \dots, N] \quad (21.3-11)$$

Pro stupeň 1 (kondenzátor) je hodnota  $A_1 = 0$  a pro stupeň  $N$  (vařák) je hodnota  $C_N = 0$ . Soustava  $N$  rovnic se dá psát ve tvaru rovn.(20.2-27) obsahujícím tridiagonální matici.

Princip řešení spočívá v postupném zpřesňování odhadů hodnot  $T_n$  a  $\dot{n}_{V_n}$  ve všech stupních (patrech) rektifikační věže. Podrobně se výpočet popisuje např. ve skriptu [47]. Výsledkem výpočtu jsou hodnoty teplot, toků a složení proudů pro každé patro. Konvergence řešení závisí na prvních odhadech. Ty se získají uplatněním globálních metod výpočtu (viz přílohu B2).

Tab.21.1 Popis ustálené stupňové rektifikace

stupeň $n$	rozdílový tvar bilancí pro stupeň $n$
$y_{A_n} = \psi_{A_n} x_{A_n} \quad (21.3-12)$	$\dot{n}_{V(n+1)} y_{A(n+1)} - \dot{n}_{L_n} x_{A_n} = \dot{n}_{V_n} y_{A_n} - \dot{n}_{L(n-1)} x_{A(n-1)} \quad (21.3-19)$
$\dot{n}_{V(n+1)} y_{A(n+1)} + \dot{n}_{L(n-1)} x_{A(n-1)} = \dot{n}_{V_n} y_{A_n} + \dot{n}_{L_n} x_{A_n} \quad (21.3-13)$	$\dot{n}_{V(n+1)} h_{V(n+1)} - \dot{n}_{L_n} h_{L_n} = \dot{n}_{V_n} h_{V_n} - \dot{n}_{L(n-1)} h_{L(n-1)} \quad (21.3-20)$
$\dot{n}_{V(n+1)} h_{V(n+1)} + \dot{n}_{L(n-1)} h_{L(n-1)} = \dot{n}_{V_n} h_{V_n} + \dot{n}_{L_n} h_{L_n} \quad (21.3-14)$	$\dot{n}_{V(n+1)} - \dot{n}_{L_n} = \dot{n}_{V_n} - \dot{n}_{L(n-1)} \quad (21.3-21)$
$\dot{n}_{V(n+1)} + \dot{n}_{L(n-1)} = \dot{n}_{V_n} + \dot{n}_{L_n} \quad (21.3-15)$	
<i>obohacovací část věže</i>	<i>ochuzovací část věže</i>
$\dot{n}_{V(n+1)} y_{A(n+1)} - \dot{n}_{L_n} x_{A_n} = \dot{n}_D x_{AD} \quad (21.3-16)$	$\dot{n}_{V_n} y_{A_n} - \dot{n}_{L(n-1)} x_{A(n-1)} = -\dot{n}_W x_{AW} \quad (21.3-22)$
$\dot{n}_{V(n+1)} h_{V(n+1)} - \dot{n}_{L_n} h_{L_n} = \dot{n}_D h_D + \dot{Q}_D \quad (21.3-17)$	$\dot{n}_{V_n} h_{V_n} - \dot{n}_{L(n-1)} h_{L(n-1)} = -\dot{n}_W h_W + \dot{Q}_W \quad (21.3-23)$
$\dot{n}_{V(n+1)} - \dot{n}_{L_n} = \dot{n}_D \quad (21.3-18)$	$\dot{n}_{V_n} - \dot{n}_{L(n-1)} = -\dot{n}_W \quad (21.3-24)$

V dalším výkladu se omezíme na popis tepelně izolovaných stupňů bez bočních odtahů při rektifikaci směsí dvou složek A a B. Číslování pater bývá ve směru od kondenzátoru k vařáku. Nástříkové patro se označuje symbolem  $f$ .

Bilanční rovnice a rovnovážný vztah pro samotný stupeň  $n$  a bilance pro úsek mezi libovolným průřezem obohacovací či ochuzovací sekce a koncem věže jsou přehledně

sestaveny do *tab.21.1*. Hodnota rovnovážného poměru závisí na teplotě a ta se mění s číslem stupně. Teplota na patře se počítá buď ze složení kapaliny (bod varu směsi) nebo ze složení páry (rosný bod směsi). Postup výpočtu teploty znázorňuje např. algoritmus *21.1*.

Pro celé rektifikační zařízení platí podle *obr.21.8* bilance složky A

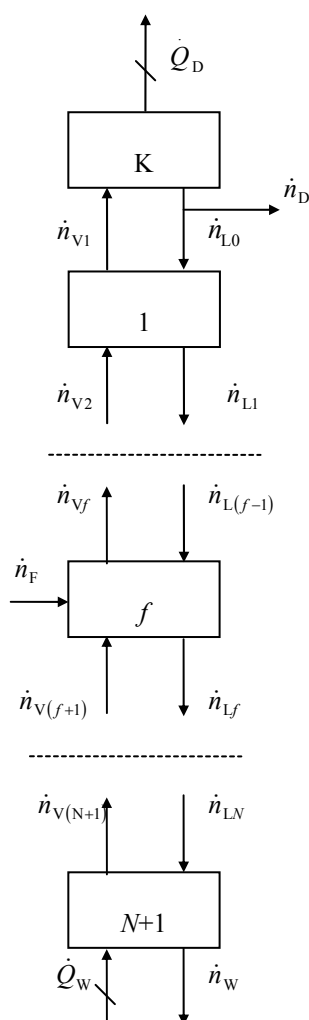
$$\dot{n}_F z_{AF} = \dot{n}_D x_{AD} + \dot{n}_W x_{AW} \quad (21.3-25)$$

bilance proudů

$$\dot{n}_F = \dot{n}_D + \dot{n}_W \quad (21.3-26)$$

a bilance entalpie

$$\dot{n}_F h_F + \dot{Q}_W = \dot{n}_D h_D + \dot{n}_W h_W + \dot{Q}_D \quad (21.3-27)$$



*Obr.21.8.* Bilanční schéma rektifikační věže

V textu, který následuje, se odvozuje rovnice pro výpočet tepelného výkonu kondenzátoru  $\dot{Q}_D$ . Z rovn. (21.3-27) se pak vypočte tepelný příkon do vařáku  $\dot{Q}_W$ .

Kapalina odtékající z kondenzátoru se dělí na dvě části (viz *obr.21.8*). Jedna se jako produkt, tj. destilát, odvádí a druhá se vrací zpět do rektifikační věže a nazývá se zpětný tok (*reflux*). Hodnota poměru množství kapaliny vracené do věže a množství destilátu zásadně ovlivňuje činnost rektifikační věže a nazývá se *poměr zpětného toku R (refluxní poměr)*

$$R \equiv \frac{\dot{n}_{L0}}{\dot{n}_D} \quad (21.3-28)$$

Čím je hodnota  $R$  větší, tím lépe se dělí destilovaná směs, ale zároveň roste spotřeba energie na destilaci. Hodnota  $R$  není omezena shora, má však svou dolní mez, tzv. *minimální poměr zpětného toku  $R_{\min}$* , obdobu minimální spotřeby rozpouštědla při extrakci. Jeho hodnotu ovlivňuje tvar rovnovážné křivky.

Z definice poměru zpětného toku a z bilance (21.3-18) plyne

$$\begin{aligned} \dot{n}_{L0} &= \dot{n}_D R \\ \dot{n}_{v1} &= \dot{n}_D (R + 1) \end{aligned} \quad (21.3-29)$$

Podle bilance složky A, (21.3-16), pak platí pro totální kondenzátor po dosazení z rovn. (21.3-29)

$$y_{A1} = x_{AD} = x_{A0} \quad (21.3-30)$$

a bilance entalpie (21.3-17) spolu s rovn.(21.3-29) poskytuje rovnici pro tepelný výkon kondenzátoru, kde platí  $h_{L0} = h_D$



$$\dot{Q}_D = \dot{n}_{V1}(h_{V1} - h_D) = \dot{n}_D(R+1)(h_{V1} - h_D) \quad (21.3-31)$$

Činnost rektifikační věže dále ovlivňuje hodnota relativní změny toku kapaliny při průchodu nástřikovým patrem. Z bilance proudů pro nástřikové patro  $f$  (viz obr.21.8)

$$\dot{n}_F + \dot{n}_{V(f+1)} + \dot{n}_{L(f-1)} = \dot{n}_{Vf} + \dot{n}_{Lf}$$

se vyjádří rozdíl mezi odtokem a přítokem kapaliny na nástřikové patro jako násobek toku nástřiku

$$\dot{n}_{Lf} - \dot{n}_{L(f-1)} = \dot{n}_{V(f+1)} - \dot{n}_{Vf} + \dot{n}_F \equiv q\dot{n}_F \quad (21.3-32)$$

Z této definice plyne explicitní vyjádření relativní změny toku kapaliny při průchodu nástřikovým patrem, veličiny  $q$

$$q = \frac{\dot{n}_{Lf} - \dot{n}_{L(f-1)}}{\dot{n}_F} = \frac{\dot{n}_{V(f+1)} - \dot{n}_{Vf}}{\dot{n}_F} + 1 \quad (21.3-33)$$

Hodnota  $q$  charakterizuje vliv stavu nástřiku na toky fází uvnitř rektifikační věže. Proměnnost toku fáze při proudění věží souvisí s neustálým odpařováním a kondenzací uvnitř věže. Souvisí tedy s entalpiemi proudů, proto vzorec pro výpočet  $q$  plyne z bilance entalpie nástřikového patra pomocí molárních či měrných entalpií proudů.

Bilance entalpie nástřikového patra se dá za předpokladu, že při průchodu patrem je změna hodnoty entalpie fáze nevýznamná, tj.  $h_{V(f+1)} = h_{Vf}$  a  $h_{L(f-1)} = h_{Lf}$ , napsat ve tvaru

$$(\dot{n}_{Lf} - \dot{n}_{L(f-1)})h_{Lf} = (\dot{n}_{V(f+1)} - \dot{n}_{Vf})h_{Vf} + \dot{n}_F h_F \quad [h_{V(f+1)} = h_{Vf}, h_{L(f-1)} = h_{Lf}]$$

Vzorec pro veličinu  $q$  se obdrží kombinací této rovnice s rovn. (21.3-33)

$$q = \frac{h_{Vf} - h_F}{h_{Vf} - h_{Lf}} \quad (21.3-34)$$

Tab. 21.2. Hodnoty veličiny  $q$  pro rozličné stavy nástřiku

stav nástřiku	$q$	podmínka
rovnovážná kapalina	1	$h_F = h_{Lf}; \dot{n}_{Vf} = \dot{n}_{V(f+1)}$
rovnovážná pára	0	$h_F = h_{Vf}; \dot{n}_{Lf} = \dot{n}_{L(f-1)}$
podchlazená kapalina	$> 1$	$t_F < t_f$
přehřátá pára	$< 0$	$t_F > t_f$
rovnovážná směs kapaliny a páry	$0 < q < 1$	$q = \dot{n}_{LF} / \dot{n}_F$

Výpočet je snazší, když se do rovnice místo molární entalpie rovnovážné kapaliny a páry na patře  $h_{Lf}$  a  $h_{Vf}$  dosazuje molární entalpie rovnovážné kapaliny a páry se složením nástřiku  $h_{LF}$  a  $h_{VF}$ . Dá se dokázat, že tím zavedená chyba hodnoty  $q$  je nevýznamná. Všechny dosazované hodnoty entalpií se pak týkají jediné směsi, která má složení nástřiku. Proto se dá hodnota  $q$  určit též z hodnoty měrné entalpie  $h$

$$q = \frac{h_{VF} - h_F}{h_{VF} - h_{LF}} = \frac{h_{VF} - h_F}{h_{VF} - h_{LF}} \quad (21.3-35)$$

Hodnota relativní změny toku kapaliny na nástřikovém patře je tedy závislá na entalpii nástřiku. Tab.21.2 obsahuje hodnoty  $q$  pro rozličné stavy nástřiku.

Změna koncentrace složky při průchodu skutečným patrem závisí na kinetice výměny hmoty na patře. Obvykle se určuje pokusně účinnost patra (viz obr. 29.7 v kap. 29). Je také možné ji odhadnout ze semiempirických vzorců (viz např. příl. B5). Murphreeova účinnost patra  $n$  [viz rovn. (20.2-29)] je pro složku A v kapalině

$$E_{xn} \equiv \frac{x_{A(n-1)} - x_{An}}{x_{A(n-1)} - x_{An}^*} = \frac{x_{A(n-1)} - x_{An}}{x_{A(n-1)} - [\psi_{An}(y_{An})]^{-1} y_{An}} \quad (21.3-36)$$

a pro složku A v páře

$$E_{yn} \equiv \frac{y_{An} - y_{A(n+1)}}{y_{An}^* - y_{A(n+1)}} = \frac{y_{An} - y_{A(n+1)}}{\psi_{An}(x_{An})x_{An} - y_{A(n+1)}} \quad (21.3-37)$$

kde za rovnovážný poměr se dosazuje hodnota příslušející koncentraci uvedené v závorce. Vedle účinnosti jednotlivých pater se používá celkové účinnosti  $E_c$  definované rovn. (19.2-30).

### 21.3.3 Ustálená rektifikace s konstantními hodnotami toku fází

Podél věže se obecně mění toky fází, dále koncentrace, teplota a tlak, na nichž závisejí hodnoty entalpie a hodnoty rovnovážného poměru. Při atmosférickém a vyšším tlaku je možné zanedbat vliv tlakových ztrát ve věži. <sup>•)</sup>

<sup>•)</sup> Postup, který se používá, když se toky fází mění, bude ukázán na příkladu patra  $n$  v obohacovací části věže (viz lit.[47]). Jsou známy hodnoty  $t_n$ ,  $x_{An}$ ,  $\dot{n}_{L(n-1)}$ ,  $\dot{n}_D$ ,  $\dot{Q}_D$ ,  $h_D$  a  $p$ . První aproximace molárního toku kapalně fáze vytékající z patra bude

$$\dot{n}_{Ln}^{(1)} = \dot{n}_{L(n-1)}$$

Z rovn.(21.3-18) pak je

$$\dot{n}_{V(n+1)} = \dot{n}_{Ln} + \dot{n}_D$$

a podle rovn.(21.3-16)

$$y_{A(n+1)} = (\dot{n}_{Ln}x_{An} + \dot{n}_Dx_{AD}) / \dot{n}_{V(n+1)}$$

Tato koncentrace umožňuje určit teplotu  $t_{n+1}$ . Pak se do bilance (21.3-17) dopočítají hodnoty molárních entalpií  $h_{V(n+1)}$ ,  $h_{Ln}$  a z rovnice

$$\dot{n}_{V(n+1)}h_{V(n+1)} - \dot{n}_{Ln}h_{Ln} = (\dot{n}_{Ln} + \dot{n}_D)h_{V(n+1)} - \dot{n}_{Ln}h_{Ln} = \dot{n}_Dh_D + \dot{Q}_D$$

se určí

$$\dot{n}_{Ln} = [\dot{Q}_D - \dot{n}_D(h_{V(n+1)} - h_D)] / (h_{V(n+1)} - h_{Ln})$$

Další aproximace je např.

$$\dot{n}_{Ln}^{(2)} = (\dot{n}_{Ln}^{(1)} + \dot{n}_{Ln}) / 2$$

Celý výpočet se opakuje dokud odchylka neklesne pod přípustnou hodnotu.

Pro směsi chemicky příbuzných složek je obvykle možné předpokládat, že tok látkového množství každé fáze je uvnitř každé sekce konstantní, pokud věž pracuje adiabaticky. Důvod spočívá v tom, že molární výparné entalpie příbuzných látek mají přibližně stejnou hodnotu. Za uvedených podmínek je tok látkového množství par a kapaliny v *obohacovací* oblasti rektifikační věže úměrný hodnotě toku destilátu. Podle rovn. (21.3-29) platí

$$\begin{aligned}\dot{n}_{Vn} &= \dot{n}_{V1} = \dot{n}_D(R+1) \\ \dot{n}_{Ln} &= \dot{n}_{L0} = \dot{n}_D R\end{aligned}\quad (21.3-38)$$

Bilance těkavější složky (21.3-16) se pak zjednoduší na vztah

$$y_{A(n+1)} = \frac{\dot{n}_{L0}}{\dot{n}_{V1}} x_{An} + \frac{\dot{n}_D}{\dot{n}_{V1}} x_{AD} = \frac{R}{R+1} x_{An} + \frac{x_{AD}}{R+1}\quad (21.3-39)$$

Hodnoty  $R$  a  $x_{AD}$  jsou při ustáleném stavu konstantní a rovnice je lineární vztah mezi  $x_A$  a  $y_A$ .

Toky látkového množství páry a kapaliny v *ochuzovací* části věže jsou rovněž nezávislé na čísle stupně, ale obecně se liší od hodnot pro obohacovací oblast, protože se do věže přivádí nástřík v místě, kde se oblasti dotýkají. Tímto místem je nástříkové patro  $f$ . Vztah mezi toky fází nad a pod tímto patrem, tj. v obohacovací a ochuzovací části rektifikační věže, se vyjádří pomocí relativní změny toku kapaliny na patře  $q$ .

Podle rovnic (21.3-33) a (21.3-38) platí pro tok kapaliny v ochuzovací části rektifikační věže

$$\dot{n}_{Ln} = \dot{n}_{Lf} = \dot{n}_D R + \dot{n}_F q\quad (21.3-41)$$

a pro tok páry

$$\dot{n}_{Vn} = \dot{n}_{V(f+1)} = \dot{n}_D(R+1) + \dot{n}_F(q-1)\quad (21.3-42)$$

Bilance těkavější složky pro ochuzovací část věže (21.3-22) přejde na tvar

$$y_{A(n+1)} = \frac{\dot{n}_{Lf}}{\dot{n}_{V(f+1)}} x_{An} - \frac{\dot{n}_W}{\dot{n}_{V(f+1)}} x_{AW} = \frac{\dot{n}_D R + \dot{n}_F q}{\dot{n}_D(R+1) + \dot{n}_F(q-1)} x_{An} - \frac{(\dot{n}_F - \dot{n}_D)x_{AW}}{\dot{n}_D(R+1) + \dot{n}_F(q-1)}\quad (21.3-43)$$

Opět je to lineární vztah mezi molárními zlomky těkavější složky v kapalině a v páře. Uvedené rovnice platí pro postup výpočtu směrem od kondenzátoru k vařáku.

Při postupu opačným směrem se začíná vařákem. Pokud je rovnovážný, je složení vystupující páry v rovnováze se složením zbytku. Složení kapaliny stékající z věže do vařáku plyne z bilance pro ochuzovací sekci

$$x_{A(n+1)} = \frac{\dot{n}_D(R+1) + \dot{n}_F(q-1)}{\dot{n}_D R + \dot{n}_F q} y_{An} + \frac{(\dot{n}_F - \dot{n}_D)x_{AW}}{\dot{n}_D R + \dot{n}_F q}\quad (21.3-43a)$$

V obohacovací sekci se používá bilance

$$x_{A(n+1)} = \frac{R+1}{R} y_{An} - \frac{x_{AD}}{R}\quad (21.3-39a)$$

Při práci s rovnicemi bilance obohacovací a ochuzovací sekce je třeba vědět, při jaké koncentraci se přejde z jedné rovnice na druhou, tj. je třeba znát souřadnice  $x_A^+$  a  $y_A^+$  společného řešení rovnic (21.3-39) a (21.3-43) nebo (21.3-39a) a (21.3-43a). Zapiší se rovnice pomocí proudů nástřikového patra. Pro obohacovací oblast rektifikační věže platí podle rovn.(21.3-16)

$$\dot{n}_{Vf}y_A^+ - \dot{n}_{L(f-1)}x_A^+ = \dot{n}_Dx_{AD} \quad (21.3-44)$$

a pro ochuzovací oblast je podle rovn.(21.3-22)

$$\dot{n}_{V(f+1)}y_A^+ - \dot{n}_{Lf}x_A^+ = -\dot{n}_Wx_{AW} \quad (21.3-45)$$

Rozdíl rovnic (21.3-45) a (21.3-44) kombinovaný s rovnicemi (21.3-32) a (21.3-25)

$$\begin{aligned} (\dot{n}_{V(f+1)} - \dot{n}_{Vf})y_A^+ - (\dot{n}_{Lf} - \dot{n}_{L(f-1)})x_A^+ &= \dot{n}_F(q-1)y_A^+ - \dot{n}_Fqx_A^+ = \\ &= -\dot{n}_Wx_{AW} - \dot{n}_Dx_{AD} = -\dot{n}_Fz_{AF} \end{aligned}$$

se dá upravit na tvar

$$y_A^+ = \frac{q}{q-1}x_A^+ - \frac{z_{AF}}{q-1} \quad (21.3-46)$$

Kombinací s rovn.(21.3-39) se odvodí pro souřadnice přechodu mezi obohacovací a ochuzovací oblastí vzorce

$$\boxed{x_A^+ = \frac{(q-1)x_{AD} + (R+1)z_{AF}}{q+R} \quad ; \quad y_A^+ = \frac{qx_{AD} + Rz_{AF}}{q+R}} \quad (21.3-47)$$

Výpočet patrové věže s rovnovážnými stupni spočívá v postupném určování teploty, uplatňování rovnovážného vztahu (21.3-12) a bilance těkavější složky buď v obohacovací nebo v ochuzovací sekci. Jakmile se dosáhne hodnoty koncentrace společného řešení obou bilancí z rovn.(21.3-47), přejde se na druhý bilanční vztah.

Jedna z možných úloh, které se řeší uplatněním rovnic (21.3-12), (21.3-39) a (21.3-43) je určení počtu rovnovážných pater potřebných k rozdělení směsi s molárním zlomkem těkavější složky  $z_{AF}$  na destilát s molárním zlomkem  $x_{AD}$  a zbytek s molárním zlomkem  $x_{AW}$ . Je zadána hodnota molární entalpie  $h_F$  a hodnoty toku látkového množství suroviny  $\dot{n}_F$ , toku destilátu  $\dot{n}_D$  a poměru zpětného toku  $R$ . Dále je známa závislost rovnovážného poměru na teplotě, tlaku a složení směsi. Hodnota toku zbytku se určí z bilance proudů (21.3-26). Z molární entalpie suroviny se pro rovnovážnou kapalinu a páru se složením nástřiku spočte podle rovn.(21.3-35) hodnota  $q$ . Pak je možné zjistit hodnotu  $y_A^+$  z rovn.(21.3-47).

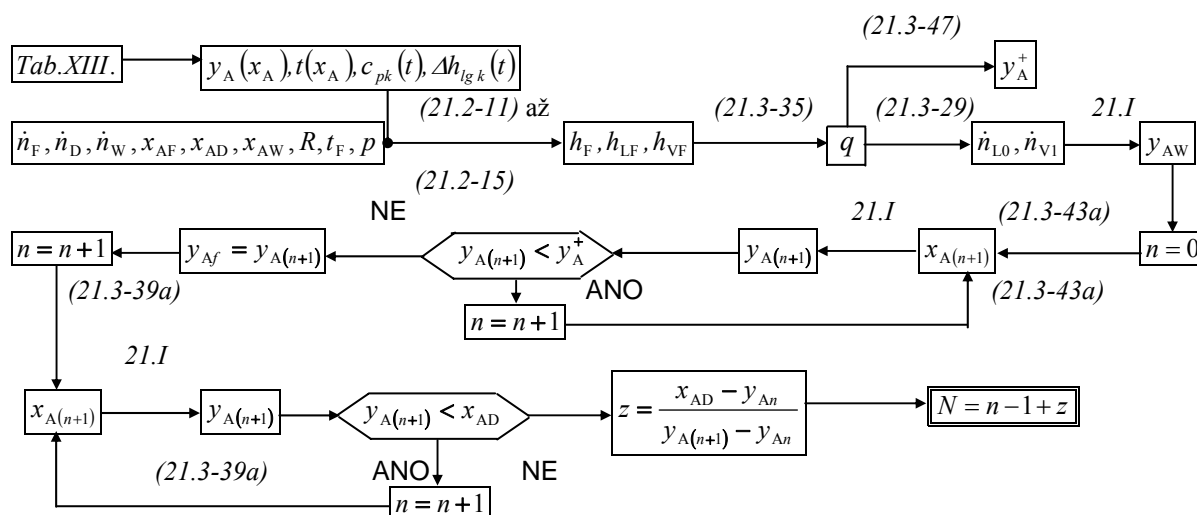
Když se teplota počítá ze složení kapaliny, vychází se při výpočtu stupňů od vařáku. Vyjde se např. ze známé koncentrace těkavější složky ve zbytku,  $x_{AW}$ . Je-li vařák rovnovážný, vychází z něj pára rovnovážná se zbytkem, s koncentrací  $y_{AW}$ . Tato koncentrace se zjistí z rovnovážného poměru, jehož hodnota závisí na teplotě varu směsi. Takže se nejprve spočte rovnovážná teplota postupem uvedeným v algoritmu 21.I a pak z rovn.(21.3-12) hodnota  $y_{AW}$ . Pára s tímto složením vstupuje do prvního spodního patra rektifikační věže. Hodnota  $x_{A1}$  v kapalině odtékající z tohoto patra plyne z bilance ochuzovací sekce (21.3-43a). Z ní se určí

teplota varu v tomto stupni nutná pro výpočet  $\psi_{A1}$ . Pára vycházející z patra je v rovnováze s odtékající kapalinou, tj.  $y_{A1} = \psi_{A1} x_{A1}$ . Postup se opakuje dokud je splněna podmínka  $y_{An} < y_A^+$ . Patro, na kterém koncentrace složky A v páře právě překročí hodnotu  $y_A^+$ , je patro nástříkové. Přechází se do obohacovací sekce a koncentrace v kapalině  $x_{A(n+1)}$  se obdrží z bilance obohacovací sekce (21.3-39a). Výpočet se ukončí, jakmile je  $y_{An} > x_{AD}$ . Celkový počet opakování výpočtu nechť je  $l$ . Je-li vařák rovnovážný a kondenzátor totální, je počet rovnovážných pater

$$N = n - 1 + \frac{x_{A(n-1)} - x_{AD}}{x_{A(n-1)} - x_{An}} \quad (21.3-48)$$

Algoritmus výpočtu je na obr.21.II. Tento postup je uveden v P19-7 v Příkladech.

K určení počtu skutečných pater se do výpočtu zahrnuje vztah pro účinnost stupně. V této úloze by bylo nutné každou vypočtenou rovnovážnou hodnotu  $y_{An}^*$  opravit na skutečnou hodnotu  $y_{An}$  podle rovn.(21.3-37).



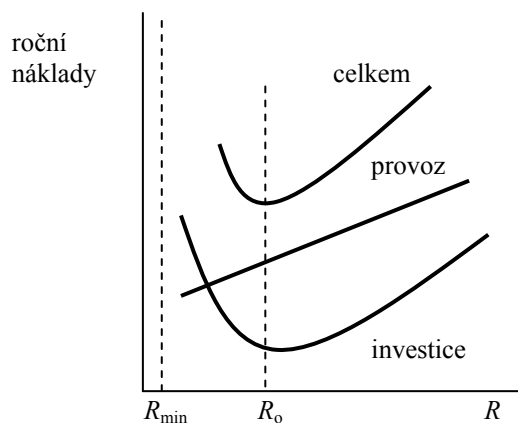
Obr.21.II. Určení počtu rovnovážných pater při ustálené rektifikaci s konstantními hodnotami toku fází

Na činnost rektifikační věže má významný vliv hodnota poměru zpětného toku. Zapsáním rovn.(21.3-39) pro dvě za sebou následující patra, jejich odečtením a úpravou se obdrží vztah

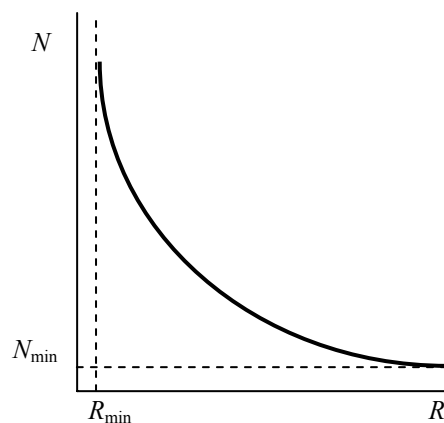
$$\frac{y_{A(n+1)} - y_{An}}{x_{An} - x_{A(n-1)}} = \frac{R}{R+1} < 1 \quad (21.3-49)$$

Zlomek představuje změnu koncentrace složky A v páře lomenou změnou její koncentrace v kapalině, nastávající při průchodu patrem  $n$ . Zlomek má hodnotu menší než jedna. Hodnota zlomku s rostoucí hodnotou  $R$  roste. Změna koncentrace složky v páře připadající na jednotkovou změnu koncentrace v kapalině je tedy největší při hodnotě  $R \rightarrow \infty$ , kdy se hodnota zlomku blíží jedné. Počet stupňů potřebných k uskutečnění změny koncentrace od  $x_{AW}$  do  $x_{AD}$  pak bude nejmenší,  $N = N_{\min}$ . Z bilance entalpie (21.3-31) však vyplývá, že čím větší je hodnota  $R$ , tím větší je tepelný výkon kondenzátoru a podle bilance entalpie (21.3-27) též

roste tepelný příkon do vařáku. Proto s rostoucí hodnotou  $R$  rostou investiční náklady na vařák a na kondenzátor a provozní náklady na spotřebu topné páry a chladicí vody. Naopak se snižují investiční náklady na rektifikační věž. Z ekonomické analýzy pak vyplývá optimální hodnota poměru zpětného toku. Graficky tento výklad ilustruje *obr.21.9*, kde je znázorněn vliv hodnoty poměru zpětného toku na roční náklady na investice, na provoz rektifikačního zařízení a na celkové roční náklady. Při optimální hodnotě poměru zpětného toku  $R_o$  mají celkové náklady minimum.



*Obr.21.9.* Závislost nákladů na rektifikaci na hodnotě poměru zpětného toku



*Obr.21.10.* Závislost počtu pater na hodnotě poměru zpětného toku

Vztah mezi počtem pater a poměrem zpětného toku je na *obr.21.10*. Hodnotu  $R$  nelze snižovat libovolně (obdoba spotřeby extrakčního činidla při extrakci, viz též *obr.21.15*). S klesající hodnotou  $R$  roste potřebný počet pater a při mezní hodnotě  $R_{\min}$  roste počet pater nade všechny meze. Podle praktických zkušeností je optimální hodnota poměru zpětného toku  $R_o \approx 1,2 R_{\min}$ , přičemž potřebný počet pater je pak  $N \approx 2 N_{\min}$ .

Hodnoty minimálního poměru zpětného toku a minimálního počtu pater jsou významné orientační údaje při výpočtech rektifikace a existují postupy, jak je odhadnout [viz rovn.(21.3-60) a (21.3-59)].

### 21.3.3.1 Konstantní hodnota relativního rovnovážného poměru

Hodnota relativního rovnovážného poměru závisí na podmínkách v rektifikační věži podstatně méně než hodnota rovnovážného poměru složky. Výpočet rektifikačních úloh se zjednoduší, když se vedle konstantnosti toků fází nad a pod přívodem nástřiku dá předpokládat, že je konstantní relativní rovnovážný poměr v daném úseku věže. Chyba tohoto předpokladu se sníží zavedením střední hodnoty tohoto poměru vypočtené z krajních hodnot na obou koncích úseku. Obvykle je to geometrický střed. Např. střední hodnota v obohacovací oblasti,  $\alpha_{AB}$ , a střední hodnota v oblasti ochuzovací,  $\alpha'_{AB}$ , se odhaduje z hodnot pro nástřik, destilát a zbytek podle vzorců

$$\alpha_{AB} = (\alpha_{ABF}\alpha_{ABD})^{1/2}, \quad \alpha'_{AB} = (\alpha_{ABF}\alpha_{ABW})^{1/2} \quad (21.3-50)$$

nebo střední hodnota pro celou věž

$$\alpha_{AB} = (\alpha_{ABF}\alpha_{ABD}\alpha_{ABW})^{1/3} \quad (21.3-51)$$

Jako příklad uplatnění rovnovážného vztahu (21.2-21) bude vyložen postup, jakým se určí potřebný počet skutečných pater rektifikační věže s totálním kondenzátorem i vařákem, jsou-li zadány hodnoty  $z_{AF}$ ,  $x_{AD}$ ,  $x_{AW}$ ,  $\dot{n}_F / \dot{n}_D$ ,  $R$ ,  $q$  a  $E_{yN}$ . Zadaná hodnota účinnosti se týká koncentrace složky v páře, proto výpočet začíná vařákem. Z rovnovážného vařáku vystupuje pára do spodního patra  $N$ , pro kterou platí podle obr.21.8 a rovn. (21.2-21)

$$y_{A(N+1)} = y_{A(N+1)}^* = \frac{\alpha_{AB} x_{AW}}{(\alpha_{AB} - 1)x_{AW} + 1} \quad (21.3-52)$$

Molární zlomek složky A v kapalině vytékající z tohoto patra,  $x_{AN}$ , plyne z bilance ochuzovací oblasti věže (21.3-43)

$$x_{AN} = \frac{R+1 + (\dot{n}_F / \dot{n}_D)(q-1)}{R + (\dot{n}_F / \dot{n}_D)q} y_{A(N+1)} + \frac{R+1 + (\dot{n}_F / \dot{n}_D)(q-1)}{(\dot{n}_F / \dot{n}_D) - 1} x_{AW} \quad (21.3-53)$$

Tato hodnota se dosadí do rovnovážného vztahu (21.2-21), který poskytuje k ní rovnovážnou hodnotu  $y_{AN}^*$

$$y_{AN}^* = \frac{\alpha_{AB} x_{AN}}{(\alpha_{AB} - 1)x_{AN} + 1} \quad (21.3-54)$$

Z definice účinnosti (21.3-37) se vyjádří skutečná hodnota koncentrace v páře  $y_{AN}$

$$y_{AN} = y_{A(N+1)} + E_{yN} (y_{AN}^* - y_{A(N+1)}^*) \quad (21.3-55)$$

Z bilance (21.3-43) se určí  $x_{A(N-1)}$ , koncentrace těkavější složky v kapalině stékající z patra  $N-1$ , z rovn.(21.2-21) rovnovážná a z rovn.(21.3-37) skutečná koncentraci  $y_{A(N-1)}$  v páře z téhož patra.

Takto se pokračuje až koncentrace  $y_{An} \geq y_A^+$ , tj nastává přechod do obohacovací oblasti věže. Souřadnice přechodu udává rovn. (21.3-47), podle které je

$$y_A^+ = (q x_{AD} + R z_{AF}) / (q + R) \quad (21.3-56)$$

Tento přechod tvoří nástřikové patro, tj.  $n = f$ . Hodnota  $y_{Af}$  se dosadí do bilance pro obohacovací oblast věže (21.3-39) z níž se vypočte  $x_{A(f-1)}$

$$x_{A(f-1)} = \frac{R+1}{R} y_{Af} - \frac{x_{AD}}{R} \quad (21.3-57)$$

K ní rovnovážná koncentrace v páře ze stupně  $(f-1)$  se vypočte z rovn.(21.2-21) a skutečná hodnota  $y_{A(f-1)}$  z rovn.(21.3-37).

Výpočet se ukončí, když  $y_{An} \geq y_{AD}$ . Hodnotu  $y_{AD}$  má koncentrace složky A na výstupu z prvního patra. Počet opakování výpočtu proto udává počet skutečných pater včetně vařáku.

Při orientačních výpočtech rektifikace se používá odhadů hodnot minimálního poměru zpětného toku a minimálního počtu pater založených na předpokladu konstantnosti toků fází a relativního rovnovážného poměru složek dělené směsi. Zde budou uvedeny vzorce pro

dvojsložkovou směs, v příloze B2.3 jsou jejich obdoby pro více složek. Tam se též probírá jejich uplatnění při odhadu počtu pater rektifikační věže bez výpočtu od stupně ke stupni.

Předpoklad  $\alpha_{AB} = \text{konst}$  umožňuje odvodit rovnici pro minimální počet rovnovážných stupňů, kdy platí podmínka  $R \rightarrow \infty$ . Vychází se z bilance (21.3-39), která se pro uvedenou podmínku redukuje na

$$y_{A(n+1)} = x_{An}$$

Toto platí i pro bilanci složky v ochuzovací části věže (21.3-43). Rovnovážný vztah (21.2-21)

$$y_{A(n+1)} = \frac{\alpha_{AB} x_{A(n+1)}}{1 + (\alpha_{AB} - 1)x_{A(n+1)}}$$

kombinovaný s bilancí poskytuje rovnici

$$\alpha_{AB} = \frac{x_{A(n+1)}^{-1} - 1}{x_{An}^{-1} - 1} \quad (21.3-58)$$

Jako při popisu stupňové protiproudové extrakce lze toho, že hodnota zlomku je konstantní, využít k vyjádření vztahu mezi koncovými koncentracemi. Předpokládá-li se, že hodnota  $\alpha_{AB}$  je stejná v obou částech věže, získá se pro aparát s rovnovážným vařákem vzorec

$$\boxed{\frac{x_{AW}^{-1} - 1}{x_{AD}^{-1} - 1} = \alpha_{AB}^{N_{\min} + 1}} \quad (21.3-59)$$

Tento vzorec je známý pod jménem autora jako Fenskeho rovnice [13]. Lze z něj odhadnout minimální počet rovnovážných pater rektifikační věže potřebný k produkci požadovaného destilátu a zbytku.

Na předpokladu konstantní hodnoty relativního rovnovážného poměru je také založen vzorec pro výpočet hodnoty minimálního poměru zpětného toku při rektifikaci dvojsložkové směsi, jehož autorem je Underwood [70]

$$\frac{\alpha_{AB} x_{AD}}{\alpha_{AB} - \theta} + \frac{1 - x_{AD}}{1 - \theta} = R_{\min} + 1 \quad (21.3-60)$$

V tomto vzorci je další neznámá  $\theta$ , která se obdrží řešením rovnice

$$\frac{\alpha_{AB} x_{AF}}{\alpha_{AB} - \theta} + \frac{1 - x_{AF}}{1 - \theta} = 1 - q \quad (21.3-61)$$

Pro výpočet  $\theta$  je vhodné tuto rovnici upravit na tvar

$$(1 - q)\theta^2 + [(\alpha_{AB} - 1)x_{AF} + q(\alpha_{AB} + 1) - \alpha_{AB}] \theta - \alpha_{AB} q = 0 \quad (21.3-62)$$

Hodnota  $\theta$  leží v rozmezí  $\alpha_{AB} > \theta > 1$ . Je-li nástřík rovnovážná kapalina ( $q = 1$ ) nebo rovnovážná pára ( $q = 0$ ), přejde rovnice na lineární vztah.



Vzorce platí přesně pro konstantní hodnoty relativní těkavosti podél věže. Použití středních hodnot je přijatelné, pokud se relativní těkavosti složek liší méně než o 10% [46].

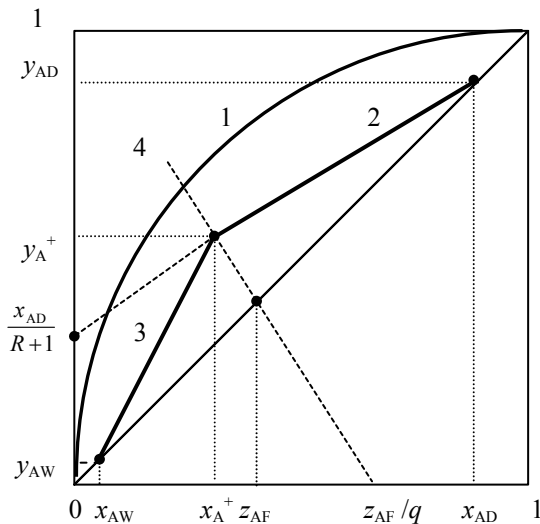
### 21.3.3.2 Výpočet v distribučním diagramu

Rektifikaci směsí dvou složek lze znázornit graficky v diagramu závislosti molárního zlomku těkavější složky v páře,  $y_A$ , na molárním zlomku těkavější složky v kapalině,  $x_A$ . Nazývá se distribuční diagram. Uspodňuje pochopení popisu rektifikace a zjednodušuje její výpočet. Je však nutné jej nakreslit a přesnost odečítání z diagramu je omezená.

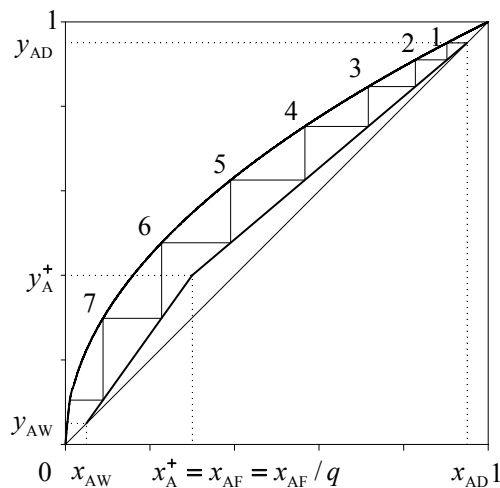
Příklad distribučního diagramu je na obr.21.11. Křivka 1 interpoluje údaje o koncentracích složky A v obou fázích při rovnováze, úhlopříčka je pomocná čára pro grafická řešení úloh. Při popisu stupňové rektifikace se postupně uplatňují rovnice fázové rovnováhy a bilance těkavější složky. Bilanční rovnice graficky znázorňují přímky (tzv. pracovní přímky). Pro ochuzovací oblast je hodnota směrnice přímky větší než pro obohacovací část rektifikační věže. V grafu představuje úsečka 2 rovn.(21.3-39) platnou v oblasti hodnot  $x_{AD} > x_{An} > x_A^+$ ,  $y_{AD} > y_{An} > y_A^+$  a úsečka 3 rovn.(21.3-43) platnou v oblasti hodnot  $x_{AW} < x_{An} < x_A^+$ ,  $y_{AW} < y_{An} < y_A^+$  kde  $x_A^+, y_A^+$  jsou souřadnice společného řešení obou bilancí označující rozhraní mezi obohacovací a ochuzovací oblastí věže. Body na úhlopříčce jsou  $x_{AW} = y_{AW}$  a  $x_{AD} = y_{AD}$ .

Postup grafického určení počtu pater rektifikační věže, je-li zadáno složení nástřiku destilátu a zbytku, stav nástřiku a hodnota poměru zpětného toku, se skládá z těchto bodů:

1. Do grafu se nakreslí úhlopříčka a čára pro fázovou rovnováhu.
2. Z bilance těkavější složky v obohacovací sekci a z rovnice úhlopříčky plyne, že se protínají v bodu na úhlopříčce se souřadnicí  $x_{AD}$  a že bilanční přímka prochází bodem na ose pořadnic se souřadnicí  $y_A = x_{AD} / (R+1)$  (viz obr.21.11).



Obr.21.11. Distribuční diagram při rektifikaci  
1-rovn. čára, 2,3-bilanční úsečky, 4- přímka  $q$



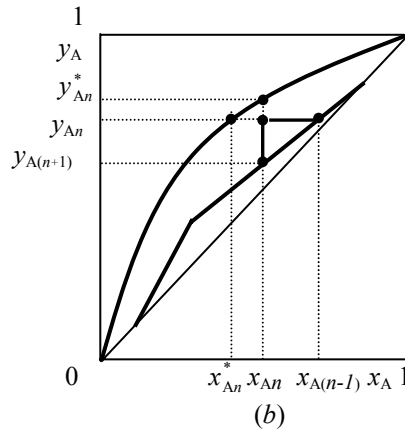
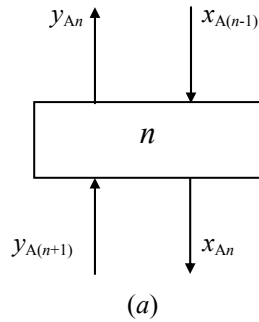
Obr.21.12. Grafické určení počtu pater pro  $q = 1$

3. Dosazením rovnice úhlopříčky do rovnice přímky  $q$  (21.3-46) se zjistí, že se protínají při hodnotě  $x_A = z_{AF}$ . Druhý bod přímky  $q$  je buď na ose úseček  $x_A = z_{AF} / q$  nebo na ose pořadnic  $y_A = z_{AF} / (1 - q)$ .

4. Bilanční úsečka ochuzovací sekce se nakreslí z průsečíku bilanční úsečky obohacovací sekce s přímku  $q$  a ze souřadnice  $x_{AW}$  úhlopříčky.

5. Mezi bilančními úsečkami a čarou rovnováhy se v rozmezí hodnot  $x_{AD}$  a  $x_{AW}$  nakreslí pravoúhlé kroky. Jejich počet zahrnuje rovnovážná patra v rektifikační věži a rovnovážný vařák.

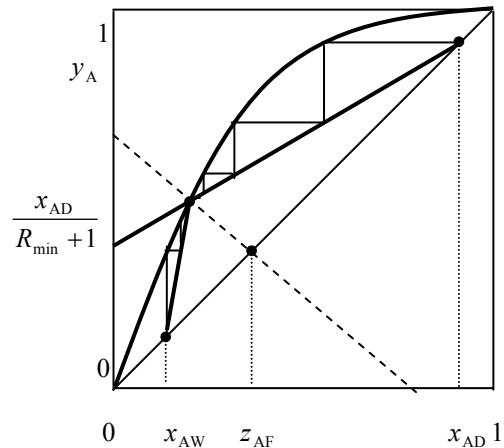
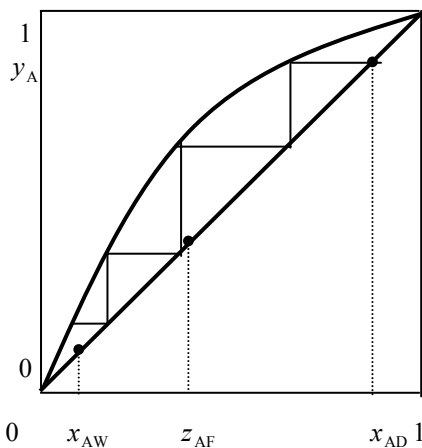
Takto vzniklý graf znázorňuje *obr.21.12*. Počet rovnovážných stupňů obecně není celé číslo. Na *obr.21.13* je znázorněna konstrukce skutečného stupně  $n$ , je-li známa hodnota účinnosti  $E_{xn}$  nebo  $E_{yn}$ .



*Obr.21.13.* Grafické znázornění skutečného patra

a) bilanční schéma

b) zakreslení změny koncentrace ve skutečném patře s účinností  $E_{xn}$  či  $E_{yn}$ , definovanou rovnn.(21.3-36,37)



*Obr.21.14.* Grafické znázornění rektifikace při  $R \rightarrow \infty$     *Obr.21.15.* Grafické znázornění rektifikace při  $R=R_{\min}$

*Obr.21.14* představuje grafickou konstrukci pater při poměru zpětného toku  $R \rightarrow \infty$  a *obr.21.15* při  $R=R_{\min}$ . Se zvětšováním hodnoty  $R$  velikost kroků roste a potřebný počet pater se zmenšuje. Při  $R \rightarrow \infty$  je směrnice obou bilančních úseček rovna jedné, splývají s úhlopříčkou a  $N = N_{\min}$ . Při zmenšování hodnoty poměru zpětného toku se blíží bilanční úsečky rovnovážné čáře. Tím se zmenšuje velikost a tedy zvětšuje počet pravoúhlých kroků, tj. potřebný počet pater. Dotkne-li se bilanční úsečka rovnovážné čáry, jsou kroky infinitesimální, tj. počet pater  $N \rightarrow \infty$ .

Vedle patrových rektifikačních věží se používá věží s vrstvou výplně nebo aparátů se zkrápěnou stěnou, ve kterých je spojitý kontakt fází. Podle rovnn. (19.3-1) je možné výšku takové věže odhadnout ze vztahu

$$h = h_e N \tag{19.3-1}$$

kteřý obsahuje empirickou hodnotu výšky ekvivalentní rovnovážnému stupni  $h_e$  a počet rovnovážných stupňů  $N$ . V kap.23 se vykládá způsob, jak určit výšku či délku výměníku hmoty se spojitým kontaktem fází ze součinu výšky a počtu převodových jednotek.

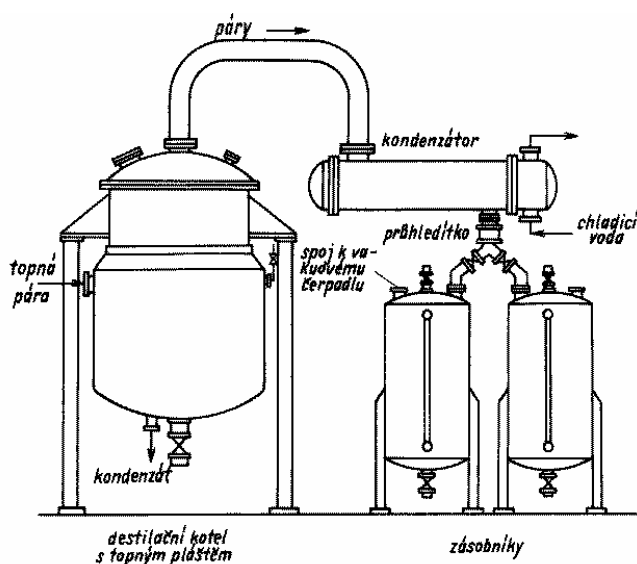
Odd.21.3 obsahuje popis ustálené stupňové rektifikace binárních směsí. Bylo ukázáno zjednodušené řešení pro konstantní relativní těkavost. Byl probírán vliv hodnoty poměru zpětného toku a molární entalpie nástřiku na činnost rektifikační věže.

## 21.4 Vsádková jednostupňová destilace

Tento oddíl obsahuje kvalitativní a kvantitativní popis vsádkového provedení destilace v jednom stupni za dále uvedených předpokladů. Je ukázáno řešení rovnic a jeho zjednodušení při konstantní hodnotě relativní těkavosti.

### 21.4.1 Úvod

Nejjednodušší destilace používaná v laboratoři je vsádková destilace. Směs, která se má destilací rozdělit, je v destilační baňce, kde se zahříváním uvede k varu a pára odchází např. do Liebigova chladiče (výměník trubka v trubce), tam se chladnou vodou zkapalňuje na destilát představující těkavější podíl suroviny. Zbytek je méně těkavý podíl, který zůstal v baňce. Ukončení procesu se obvykle řídí hodnotou teploty destilace, která závisí na složení kapaliny a během destilace s úbytkem těkavějších složek roste. Průmyslové provedení ukazuje *obr.21.16*. V destilačním kotli se topí vodní párou a pára dělené směsi se vede do kondenzátoru, kde se zkapalňuje chladicí vodou. Jestliže se destilát jímá do jedné nádoby, má výsledné složení hodnotu zprůměrněnou, ležící mezi hodnotami na začátku a na konci destilace. Je také možné postupně odebírat více frakcí destilátu s odlišným složením. Vsádková destilace se užívá při zpracování menších množství suroviny, nebo při kolísání kvality suroviny, jako třeba při destilaci přírodních surovin.



21.16. Aparát pro vsádkovou destilaci

Popis vsádkové destilace se liší od popisu kontinuálního procesu (rovnovážné destilace), a to je rozdíl od probíraného provedení extrakce, kde byl popis kontinuálního a vsádkového provedení jednostupňového procesu formálně stejný. Při probíraném provedení

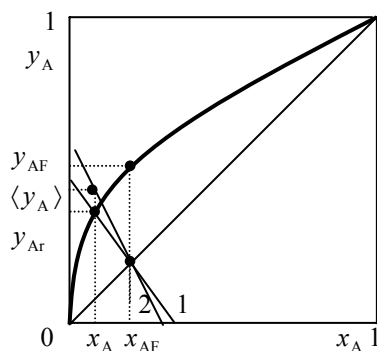
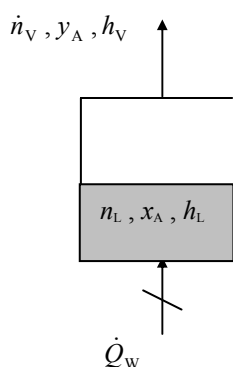
vsádkové extrakce totiž zůstávaly obě fáze v kontaktu po celou dobu trvání procesu, kdežto při vsádkové destilaci se páry neustále odvádějí do kondenzátoru a kapalina ve vařáku nemá kontakt s destilátem, dělení je tedy účinnější (obdobou je kontakt extrahované vsádky v nádobě s protékajícím extrakčním činidlem).

## 21.4.2 Základní rovnice popisu vsádkové jednostupňové destilace

Zařízení pracuje neustáleně, koncentrace těkavější složky v kapalině i v páře s časem klesá a kapaliny ve vařáku ubývá. Proto je v bilanci člen pro rychlost akumulace nenulový. Vsádková destilace za dále uvedených zjednodušujících předpokladů se nazývá *diferenciální destilace*. Předpokládá se platnost těchto podmínek:

- je nevýznamná akumulace páry (vzhledem k řádové odlišnosti hustot páry a kapaliny),
- vznikající pára je v rovnováze s kapalinou a obě fáze jsou dokonale promíchávány,
- v každém diferenciálním časovém intervalu vzniklé diferenciální množství páry se okamžitě z vařáku odvede,
- neprobíhá žádná chemická reakce.

Z rovnic pro rovnovážný stupeň, uvedených v kap.19, pak dostáváme pro binární směs s těkavější složkou A v libovolném okamžiku destilace vyjádření fázové rovnováhy mezi kapalinou a vznikající párou



Obr.21.17. Bilanční schéma diferenciální destilace Obr.21.18. Porovnání diferenciální a rovnovážné destilace

$$y_A = \psi_A x_A \quad (21.4-1)$$

Pro nulový vstup a jeden výstup, destilaci bez chemické reakce a bez akumulace páry je podle rovn.(19.2-18) bilance složky A :

$$0 = \dot{n}_V y_A + \frac{d(n_L x_A)}{d\tau} \quad (21.4-2)$$

bilance entalpie je pak podle rovn. (19.2-19):

$$\dot{Q}_W = \dot{n}_V h_V + \frac{d(n_L h_L)}{d\tau} \quad (21.4-3)$$

Výsledný tepelný příkon do vařáku  $\dot{Q}_W$  zahrnuje případné ztráty energie nedokonalou tepelnou izolací stěn aparátu. Bilance směsí je za uvedených předpokladů

$$0 = \dot{n}_v + \frac{dn_L}{d\tau} \quad (21.4-4)$$

Eliminací času se obdrží vztahy pro množství a složení směsi a pro spotřebu energie. Tak z rovn. (21.4-4) plyne

$$\dot{n}_v d\tau = dn_v = -dn_L \quad (21.4-5)$$

podle rovn.(21.4-2) je

$$y_A dn_v = -d(n_L x_A) \quad (21.4-6)$$

a z rovn. (21.4-3)

$$h_v dn_v = -d(h_L n_L) + dQ_w \quad (21.4-7)$$

Tyto rovnice se integrují pro dobu trvání destilace. Z rovn. (21.4-5) se obdrží

$$n_v = n_F - n_w \quad (21.4-8)$$

z rovn. (21.4-6)

$$\int_0^{n_v} y_A dn_v = \bar{y}_A n_v = n_F x_{AF} - n_w x_{AW} \quad (21.4-9)$$

a z rovn. (21.4-7)

$$\int_0^{n_v} h_v dn_v = \bar{h}_v n_v = n_F h_F - n_w h_w + Q_w \quad (21.4-10)$$

Pruh nad symbolem představuje hodnotu zprůměrněnou pro celou dobu trvání destilace.

Při konstantním tepelném příkonu do vařáku se dá očekávat přibližně konstantní rychlost odpařování, tj.  $\dot{n}_v = \text{konst}$ . Tok látkového množství páry  $\dot{n}_v$  se spočte z bilance entalpie (21.4-3) a z bilance směsi (21.4-4)

$$\begin{aligned} \dot{Q}_w &= \dot{n}_v h_v + \frac{d(n_L h_L)}{d\tau} = \dot{n}_v h_v + h_L \frac{dn_L}{d\tau} + n_L \frac{dh_L}{d\tau} = \dot{n}_v h_v - \dot{n}_v h_L + n_L \frac{dh_L}{d\tau} = \\ &\cong \dot{n}_v (h_v - h_L) \end{aligned} \quad (21.4-11)$$

pokud je vynechání členu s rychlostí změny entalpie kapaliny vzhledem k hodnotám ostatních členů rovnice přípustné. Pak je ( $\Delta h_{lg}$  je hodnota pro střední hodnotu teploty)

$$\dot{n}_v \cong \frac{\dot{Q}_w}{\Delta h_{lg}} \quad (21.4-12)$$

Z rovn.(21.4-4) pak lze jednoduše odhadnout dobu vsádkové destilace

$$\tau = \frac{n_F - n_W}{\dot{n}_V} \cong \frac{(n_F - n_W) \overline{\Delta h_{lg}}}{\dot{Q}_W} \quad (21.4-13)$$

Pára z vařáku odchází do kondenzátoru. Protože se neuvažuje akumulace v kondenzátoru, platí pro totální kondenzátor v libovolném okamžiku rovnice

$$\begin{aligned} dn_V &= dn_D \\ y_A dn_V &= x_{AD} dn_D \\ h_V dn_V &= h_D dn_D + dQ_D \end{aligned} \quad (21.4-14)$$

a po integraci

$$n_V = n_D \quad (21.4-15)$$

$$n_V \bar{y}_A = n_D \bar{x}_{AD} \quad (21.4-16)$$

$$n_V \bar{h}_V = n_D \bar{h}_D + Q_D \quad (21.4-17)$$

Spojením rovnic (21.4-15) a (21.4-16) plyne vztah

$$\bar{y}_A = \bar{x}_{AD} \quad (21.4-18)$$

a pro energii odvedenou z kondenzátoru vyplývá z rovnic (21.4-15) a (21.4-17)

$$Q_D = n_D (\bar{h}_V - \bar{h}_D) \quad (21.4-19)$$

Za hodnotu  $\bar{h}_V$  se dosazuje molární entalpie rovnovážné páry s průměrnou koncentrací  $\bar{y}_A$  a za  $\bar{h}_D$  se dosazuje molární entalpie destilátu při stejné hodnotě koncentrace těkavější složky.

Pro obvyklé zadání  $n_F$ ,  $x_{AF}$  a  $x_{AW}$  lze napsat dvě bilance látkového množství pro tři neznámé  $n_W$ ,  $n_V$  a  $\bar{y}_A$ . Další potřebný vztah se obdrží po rozepsání bilance (21.4-6), v níž se dosadí za  $dn_V$  z rovn. (21.4-5)

$$y_A dn_L = x_A dn_L + n_L dx_A$$

a po integraci

$$\int_{n_W}^{n_F} \frac{dn_L}{n_L} = \ln \frac{n_F}{n_W} = \int_{x_{AW}}^{x_{AF}} \frac{dx_A}{y_A - x_A} \quad (21.4-20)$$

K řešení integrálu se využije rovnovážného vztahu (21.4-1), z něhož se dosadí za  $y_A$ . Tím se získají tři rovnice, tj. (21.4-8), (21.4-9), (21.4-20) pro tři neznámé. Je-li zadána hodnota  $n_W$ , je třeba zjistit hodnotu  $x_{AW}$  v mezi integrálu. Po vyřešení integrálu se dá z rovn. (21.4-9) určit hodnota  $\bar{y}_A = \bar{x}_{AD}$ .

Spotřeba energie ve vařáku se určí z rovn. (21.4-10). Z ní a z tepelného příkonu (plynouceho z přítoku topné páry či příkonu elektrické energie) se též získá potřebná doba vsádkové destilace  $\tau = Q_W / \dot{Q}_W$ .

Diferenciální destilace je dokonalejší způsob dělení než rovnovážná destilace (viz obr.21.18). Vyjdeme-li v obou případech ze stejného složení produkovaného zbytku, pak při rovnovážné destilaci [znázorněné na obrázku přímkou 1-rovn.(21.2-2)] je složení páry v rovnováze se složením zbytku. Během diferenciální destilace [přímka 2-rovn.(21.4-9)] se složení kapaliny a páry mění od největší koncentrace těkavější složky na začátku k nejmenší koncentraci na konci destilace, kdy má zbytek stejné složení jako zbytek při rovnovážné destilaci. Po celou dobu diferenciální destilace však měla kapalina ve vařáku i pára, která z ní vznikala, větší koncentraci těkavější složky než na jejím konci. Proto je střední hodnota koncentrace těkavější složky v páře při diferenciální destilaci větší než při rovnovážné destilaci.

### 21.4.3 Výpočet při konstantní hodnotě relativního rovnovážného poměru

Pokud se předpokládá konstantní hodnota relativního rovnovážného poměru  $\alpha_{AB}$ , dá se výpočet diferenciální destilace zjednodušit. Napíše se rovn. (21.4-2) ještě pro složku B a rovnice se navzájem dělí. Využije-li se definice (21.2-7), obdrží se

$$\frac{d(n_L x_A)}{d(n_L x_B)} = \frac{y_A}{y_B} = \alpha_{AB} \frac{x_A}{x_B} \frac{n_L}{n_L}$$

Z toho plyne

$$d \ln(n_L x_A) = \alpha_{AB} d \ln(n_L x_B)$$

Integrál pro dobu trvání destilace je při konstantní hodnotě  $\alpha_{AB}$

$$\ln \frac{n_F x_{AF}}{n_W x_{AW}} = \alpha_{AB} \ln \frac{n_F x_{BF}}{n_W x_{BW}} \quad (21.4-21)$$

Pro výpočet je praktičtější forma

$$\ln \frac{n_F}{n_W} = \frac{1}{\alpha_{AB} - 1} \ln \frac{x_{AF}(1 - x_{AW})}{x_{AW}(1 - x_{AF})} + \ln \frac{1 - x_{AW}}{1 - x_{AF}} \quad (21.4-22)$$

V odd.21.4 jsme probrali zjednodušený popis vsádkové jednostupňové destilace tzv. diferenciální destilace a jeho řešení při známých hodnotách rovnovážného poměru a řešení při konstantní hodnotě  $\alpha_{AB}$ . Poprvé v tomto textu se uplatnil v materiálové a entalpické bilanci člen pro rychlost akumulace.

## 21.5 Vsádková stupňová rektifikace

V tomto oddílu se popisuje vsádková rektifikace dvousložkových směsí rovnicemi platnými za předpokladu, že není třeba zahrnout do výpočtu zádrž kapaliny na patrech a v kondenzátoru. Je ukázáno řešení rovnic, je-li během rektifikace udržováno konstantní složení destilátu nebo konstantní poměr zpětného toku. Diskutují se chyby výpočtu způsobené tím, že se nebere ohled na zádrž kapaliny.

## 21.5.1 Úvod

Význam vsádkové rektifikace spočívá v širokých možnostech využití jediné aparatury na rozličné suroviny a podmínky provozu rektifikace. Je možné odebírat několik frakcí destilátu s navzájem odlišným složením. Zařízení je schematicky znázorněno na *obr. 21.19*. Je pro ně typické to, že věž má pouze obohacovací část a objem vařáku je větší než při kontinuální rektifikaci, neboť obsahuje zásobu kapaliny na celou dobu procesu<sup>\*)</sup>. Teplota směsi se mění nejen od nejvyšší hodnoty ve vařáku do nejnižší v kondenzátoru (stejně jako při ustálené rektifikaci), nýbrž i v libovolném místě od nejnižší hodnoty v prvním okamžiku rektifikace k nejvyšší na jejím konci.

Vsádkové zařízení vyžaduje nákladnější vybavení pro měření a regulaci a nastávají též časové ztráty spojené s ukončením procesu, vypuštěním obsahu zařízení, jeho vyčištěním a napuštěním další vsádky. Proto se vsádkový proces používá tehdy, když je třeba dělit směsi v nepravidelných časových intervalech, nebo když se v témž zařízení mají zpracovat rozličné směsi. Je obvyklý v menších výrobních vyrábějících širší sortiment produktů.

## 21.5.2 Popis stupňové vsádkové rektifikace

Rovnice popisu stupňové vsádkové rektifikace se liší od rovnic (21.3-1) až (21.3-4) pro ustálenou rektifikaci tím, že obsahují navíc akumulací člen a proměnné jsou závislé na času. Pro rovnovážný stupeň  $n$  platí mezi koncentracemi ve vystupujících proudech vztah

$$y_{kn} = \psi_{kn} x_{kn} \quad (21.5-1)$$

Pokud nenastává chemická reakce, je bilance látkového množství složky  $k$  (viz *obr.21.20*)

$$\dot{n}_{L(n-1)} x_{k(n-1)} + \dot{n}_{V(n+1)} y_{k(n+1)} - \dot{n}_{L_n} x_{kn} - \dot{n}_{V_n} y_{kn} - \frac{dn_{ksn}}{d\tau} = 0 \quad (21.5-2)$$

bilance entalpie pro stupeň  $n$  je

$$\dot{n}_{L(n-1)} h_{L(n-1)} + \dot{n}_{V(n+1)} h_{V(n+1)} - \dot{n}_{L_n} h_{L_n} - \dot{n}_{V_n} h_{V_n} - \dot{Q}_n - \frac{dH_{sn}}{d\tau} = 0 \quad (21.5-3)$$

Pro každou fázi platí součtové vztahy

$$\sum_{k=1}^K x_{kn} - 1 = 0, \quad \sum_{k=1}^K y_{kn} - 1 = 0 \quad (21.5-4)$$

Řešení těchto rovnic bylo rozpracováno jak co se týče rozložení teplot a koncentrací na patrech tak co se týče globálních výpočtů týkajících se pouze koncových koncentrací, toků a teplot a počtu pater.

V dalším se omezíme na úlohy vsádkové rektifikace směsí dvou složek a na toky fází nezávislé na místě v rektifikační věži. Když se nebere v úvahu zádrž fází na patrech a v kondenzátoru, je popis procesu v rektifikační věži formálně shodný s popisem při ustáleném provedení rektifikace. Podle *obr.21.19* funguje celá věž jako obohacovací a platí

<sup>\*)</sup> Je obecně možné přivádět surovinu i na horním konci nebo na jiném místě rektifikační věže než v *obr.21.19*.



$$y_{A_n} = \psi_{A_n} x_{A_n} \quad (21.5-5)$$

$$y_{A(n+1)} = \frac{R}{R+1} x_{A_n} + \frac{x_{AD}}{R+1} \quad (21.5-6)$$

$$\dot{n}_V = \dot{n}_L + \dot{n}_D \quad (21.5-7)$$

Na rozdíl od kontinuálního procesu jsou však proměnné závislé na času.

Pro rektifikační aparát jako celek je bilance těkavější složky pro libovolný okamžik rektifikace

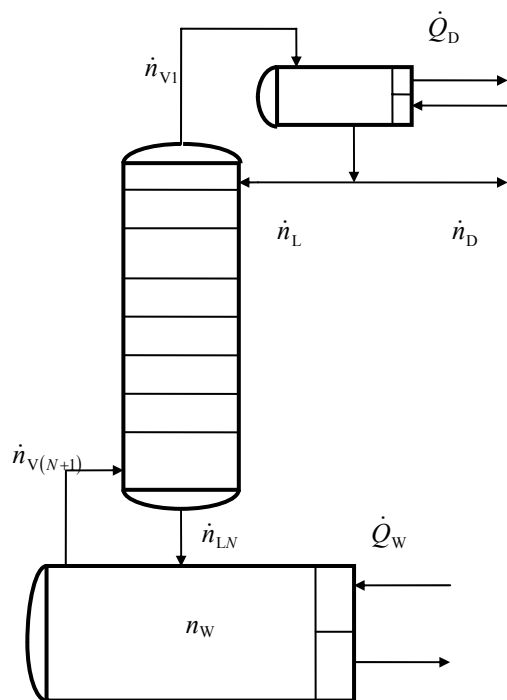
$$0 = \dot{n}_D x_{AD} + \frac{d(n_W x_{AW})}{d\tau} \quad (21.5-8)$$

bilance entalpie

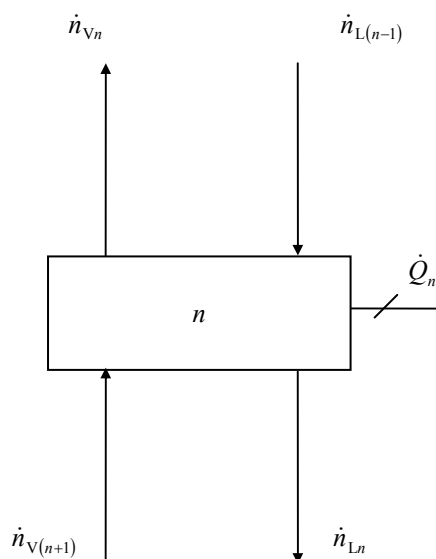
$$\dot{Q}_W = \dot{n}_D h_D + \dot{Q}_D + \frac{d(n_W h_W)}{d\tau} \quad (21.5-9)$$

a bilance proudů

$$0 = \dot{n}_D + \frac{dn_W}{d\tau} \quad (21.5-10)$$



Obr. 21.19. Bilanční schéma vsádkové rektifikace



Obr. 21.20. Bilanční schéma stupně  $n$

Integrál těchto rovnic závisí na způsobu provedení rektifikace. Bude vyloženo postup výpočtu, když se udržuje

- konstantní složení destilátu (hodnota poměru zpětného toku se během destilace zvětšuje),
- konstantní hodnota poměru zpětného toku (koncentrace těkavějších složek v destilátu se během destilace zmenšuje).

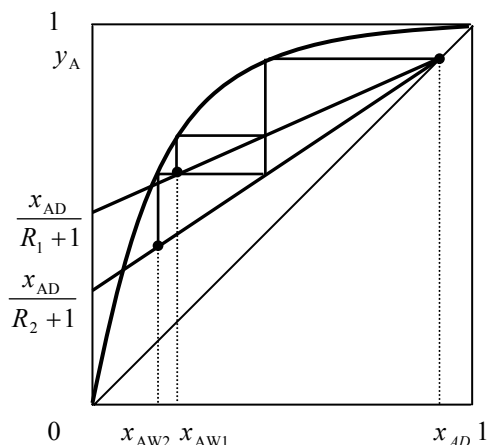
### 21.5.2.1 Konstantní složení destilátu

Z rovn. (21.5-8) se obdrží vynásobením  $d\tau$  a integrací

$$n_D x_{AD} = n_F x_{AF} - n_{Wk} x_{AWk} \quad (21.5-11)$$

Indexem „k“ je označena hodnota množství a složení zbytku na konci destilace. Podobně plyne z rovn.(21.5-9)

$$Q_{Wk} = n_D h_D + Q_D + n_{Wk} h_{Wk} - n_F h_F \quad (21.5-12)$$



a z rovn.(21.5-10)

$$n_D = n_F - n_{Wk} \quad (21.5-13)$$

K určení množství energie odebrané z kondenzátoru  $Q_D$  se vychází z rovn.(21.3-31) pro jeho tepelný výkon

$$\dot{Q}_D = \dot{n}_D (R+1)(h_{v1} - h_D) \quad (21.3-31)$$

Rovnice se násobí časovým intervalem  $d\tau$  a z toků vzniknou diferenciály

$$dQ_D = (R+1)(h_{v1} - h_D) dn_D \quad (21.5-14)$$

Obr. 21.21. Grafické řešení vsádkové rektifikace s konstantním složením destilátu

Podle rovn.(21.5-10) je

$$dn_D = -dn_W \quad (21.5-15)$$

Po dosazení je integrál rovn.(21.5-14)

$$Q_D = -(h_{v1} - h_D) \int_{n_F}^{n_{Wk}} (R+1) dn_W \quad (21.5-16)$$

Když se spojí rovn.(21.5-11) s (21.5-13) a eliminuje se množství destilátu, obdrží se vztah

$$n_W = n_F \frac{x_{AD} - x_{AF}}{x_{AD} - x_{AW}} \quad (21.5-17)$$

V této rovnici jsou proměnné  $n_W$  a  $x_{AW}$ . Rovnice se diferencuje

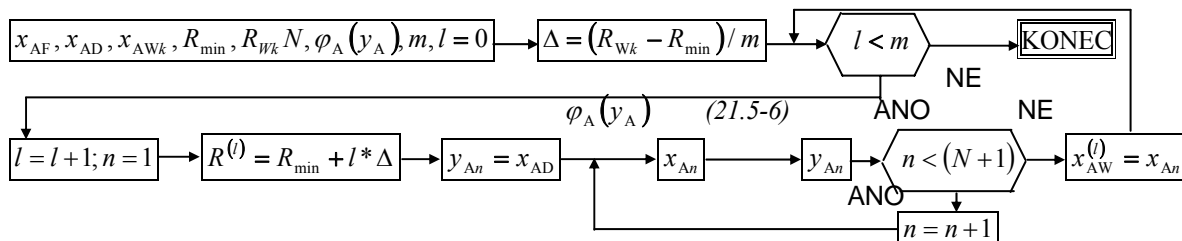
$$dn_W = \frac{n_F (x_{AD} - x_{AF})}{(x_{AD} - x_{AW})^2} dx_{AW} \quad (21.5-18)$$

To umožní přejít v rovn.(21.5-16) z integrační proměnné  $n_w$  na koncentraci  $x_{AW}$ . Obdrží se vzorec pro výpočet množství tepelné energie odvedené z kondenzátoru

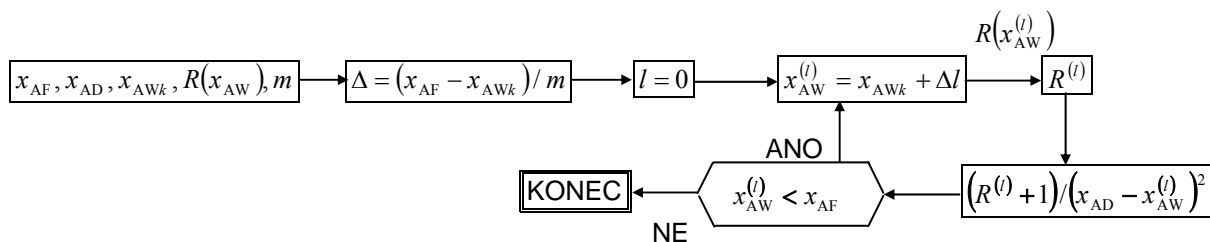
$$Q_D = n_F (h_{v1} - h_D) (x_{AD} - x_{AF}) \int_{x_{AWk}}^{x_{AF}} \frac{(R+1) dx_{AW}}{(x_{AD} - x_{AW})^2} \quad (21.5-19)$$

K integraci je třeba znát vztah mezi hodnotami  $R$  a  $x_{AW}$ . Za tím účelem se zvolí několik hodnot  $R$  a pro každou se určí hodnota  $x_{AW}$  řešením rovnic popisujících jednotlivé stupně rektifikační věže o známém počtu pater, jestliže na jejím horním konci je kondenzátor s koncentrací těkavější složky  $x_{AD}$  a na dolním konci vařák s koncentrací této složky  $x_{AW}$ . Hodnoty  $x_{AW}$  musí obsáhnout interval  $(x_{AWk}, x_{AF})$ . Jestliže počet pater není znám, určí se hodnota  $N$  z koncové hodnoty poměru zpětného toku a požadované hodnoty  $x_{AWk}$ .

Příklad grafického řešení úlohy, ve kterém se vychází ze známých hodnot  $n_F, x_{AF}, x_{AD}, x_{AWk}$  a  $N$  je znázorněn na obr. 21.21. Z bodu na úhlopříčce s  $x_A = x_{AD}$  vedeme několik pracovních přímk pro zvolené hodnoty  $R$ . Na každou nakreslíme  $N+1$  pravouhlých kroků ( $N$  pater + vařák) a určíme hodnotu  $x_{AW}$  odpovídající hodnotě  $R$ . Z takto zjištěných údajů nakreslíme závislost  $R$  na  $x_{AW}$ . Úseku v mezích  $x_{AWk}$  a  $x_{AF}$  použijeme k numerickému řešení integrálu v rovn. (21.5-19). Tak získáme údaj pro spotřebu energie při rektifikaci. Z rovnic (21.5-11) a (21.5-13) spočteme množství zbytku a destilátu. Ilustraci takového řešení poskytuje příklad P19-8 v Příkladech. Určení závislosti  $R$  na  $x_{AW}$  a hodnoty integrandu v rovn.(21.5-19) je graficky znázorněno algoritmy 21.III a 21.IV.



Obr.21.III. Závislost poměru zpětného toku na molárním zlomku těkavější složky ve zbytku v rovn. (21.5-19)



Obr.21.IV. Algoritmus výpočtu integrandu v rovn. (21.5-19)

### 21.5.2.2 Konstantní poměr zpětného toku

Jestliže se při vsádkové rektifikaci udržuje konstantní hodnota poměru zpětného toku, zmenšuje se s rostoucí dobou rektifikace koncentrace těkavější složky v celém zařízení. Pokud se destilát jímá do jediného zásobníku, leží průměrná hodnota  $x_{AD}$  mezi hodnotami pro první a poslední kapku destilátu.

Bilance těkavější složky je integrál rovn.(21.5-8)

$$n_D \bar{x}_{AD} = n_F x_{AF} - n_{Wk} x_{AWk} \quad (21.5-20)$$

kde  $\bar{x}_{AD}$  je zprůměrněná koncentrace složky A v destilátu. Podle rovn.(21.5-9) je po integraci bilance entalpie

$$Q_{Wk} = n_D \bar{h}_D + Q_D + n_{Wk} h_{Wk} - n_F h_F \quad (21.5-21)$$

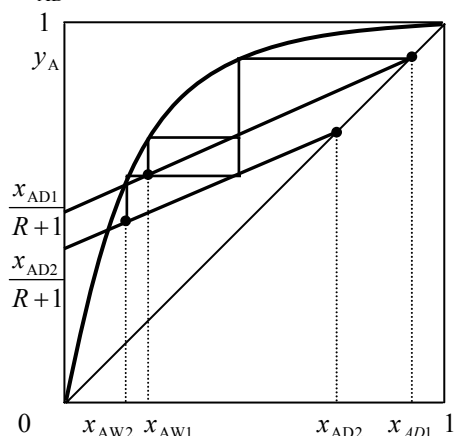
kde  $\bar{h}_D$  je hodnota molární entalpie destilátu při koncentraci těkavější složky  $\bar{x}_{AD}$ . Bilance proudů je podle rovn.(21.5-10)

$$n_D = n_F - n_{Wk} \quad (21.5-22)$$

Rovnici (21.5-14) integrujeme pro konstantní poměr zpětného toku na

$$Q_D = (R+1) \int_0^{n_D} (h_{V1} - h_D) dn_D = (R+1)(\bar{h}_{V1} - \bar{h}_D) n_D \quad (21.5-23)$$

Je-li kondenzátor totální, počítají se střední hodnoty molárních entalpií pro koncentraci  $\bar{y}_A = \bar{x}_{AD}$ . Spotřeba energie ve vařáku se určí z rovn.(21.5-21).



Obr. 21.22. Grafické řešení vsádkové rektifikace s konstantním poměrem zpětného toku

Z rovnic (21.5-20) a (21.5-22) se vyjádří střední hodnota koncentrace složky A v destilátu

$$\bar{x}_{AD} = \frac{n_F x_{AF} - n_{Wk} x_{AWk}}{n_F - n_{Wk}} \quad (21.5-24)$$

Z hodnot  $x_{AWk}$  a  $n_{Wk}$  je jedna zadána a druhá se spočte z integrálu rozepsaného tvaru bilance těkavější složky (21.5-8), tj. z obdoby (21.4-20) pro diferenciální destilaci

$$\ln \frac{n_F}{n_{Wk}} = \int_{x_{AWk}}^{x_{AF}} \frac{dx_{AW}}{x_{AD} - x_{AW}} \quad (21.5-25)$$

Podobně jako při rektifikaci s konstantním složením destilátu je zadán nebo je možno ze zadání spočítat počet pater rektifikační věže. Potřebný vztah mezi hodnotami  $x_{AD}$  a  $x_{AW}$  se najde pro několik zvolených hodnot  $x_{AD}$ . Ze zvolené hodnoty  $x_{AD}$  se řešením rovnovážných vztahů a bilancí těkavější složky pro každé patro při zadaném počtu pater dospěje k příslušné hodnotě  $x_{AW}$ . Z tabulky těchto dvojic se určí hodnoty integrandu v rovn. (21.5-25) a hodnota integrálu se zjistí numerickou integrací. Hodnota  $n_D$ , potřebná v rovn.(21.5-23), se spočte z rovn.(21.5-22) dosazením hodnot  $n_F$  a  $n_{Wk}$ .

Grafický způsob určení závislosti  $x_{AD}$  na  $x_{AW}$  je naznačen na obr. 21.22. Je třeba zadat hodnoty  $n_F$ ,  $x_{AF}$ ,  $x_{AWk}$ ,  $R$  a  $N$ . Pro několik zvolených hodnot  $x_{AD}$  se nakreslí bilanční přímka a na každé z nich se zakreslí  $N+1$  pravouhlých kroků představujících patra včetně vařáku. Tak se zjistí pro každou hodnotu  $x_{AD}$  příslušná hodnota  $x_{AW}$ .

Potřebná doba vsádkové rektifikace se získá např. z hodnoty  $Q_W$  a tepelného příkonu vařáku. Pokud není zadán počet rovnovážných stupňů, lze jej nejprve odhadnout a mezi výsledky pro několik odhadů interpolovat tak, aby se dosáhlo požadovaného dělení.

Při odvozování uvedených vztahů se nebral ohled na akumulaci kapaliny v rektifikační věži a v kondenzátoru (tzv. zádrž kapaliny, viz kap.8), proto výsledky výpočtů podle těchto vztahů nejsou přesné. Existence zádrže v rektifikační věži a v kondenzátoru způsobuje tyto dvě navzájem protichůdné odchylky skutečných hodnot od vypočtených z vyloženého postupu:

1. Po naplnění vařáku se vsádka uvede k varu, vznikající pára prochází věží a kondenzuje v kondenzátoru. Veškerý kondenzát se vrací do věže a vytváří zádrž v kondenzátoru a na patrech. Teprve po vytvoření zádrže se začne odebírat destilát. V tomto okamžiku je však již molární zlomek těkavější složky ve vařáku  $x_{AW}$  menší, než byla jeho původní hodnota v surovině, tj.  $x_{AF}$ . Z toho důvodu se začíná odebírat destilát, který má menší hodnotu  $x_{AD}$ , než plyne výpočtem pro nulovou zádrž v rektifikační věži a v kondenzátoru.

2. Vlivem zádrže ve věži a v kondenzátoru se složení kapaliny ve vařáku mění s časem s určitým zpožděním vůči změně složení destilátu. Je tedy opožděn úbytek těkavější složky z kapaliny ve zpětném toku, jež je ve skutečnosti bohatší těkavější složkou, než odpovídá zjednodušenému výpočtu. Rozdíl koncentrací  $x_{AD} - x_{AW}$  a tím i skutečná dělicí schopnost věže je tedy větší, než vychází výpočtem. První vliv se projevuje při velkých hodnotách zádrže a druhý při malých zádržích kapaliny.

V odd.21.5 byl vyložen popis vsádkové stupňové rektifikace, který nebere v úvahu zádrž v rektifikační věži a v kondenzátoru a pak grafické řešení v distribučním diagramu pro toky fázi nezávislé na místě jednak při konstantním složení destilátu, jednak při konstantním poměru zpětného toku. Dále bylo uvedeno, v čem spočívá chyba předpokladu nulové zádrže kapaliny v rektifikační věži a v kondenzátoru.

## 21.6 Jiné metody destilace

V tomto oddílu se probírá dělení obtížně dělitelných kapalných směsí. Je to dělení složek s blízkými hodnotami těkavosti, kde se využívá extrakční a azeotropické rektifikace, dělení vysokovroucích složek destilací vodní párou a dělení velmi málo těkavých složek molekulární destilací. V příloze B2.2 se probírá rektifikace vodní párou. Princip extrakční a azeotropické rektifikace je působení přidaného činidla, které zvětší relativní rovnovážný poměr obtížně oddělitelných složek. Při přehánění vodní párou přidávaná látka (vodní pára) snižuje koncentraci destilované složky v páře a tím zvětšuje hybnou sílu transportu hmoty. Pára může kondenzovat v destilované směsi a tak podpořit její odpařování. Výklad molekulární destilace se týká popisu dělení velmi málo těkavých složek při velmi malém tlaku, pro který neplatí představa spojitého prostředí a využívá se poznatků kinetické teorie plynů.

### 21.6.1 Extrakční a azeotropická rektifikace

Složky s hodnotou relativní těkavosti blízkou jedné se dají od sebe oddělit rektifikací jen velmi obtížně. Obtížnost dělení složek charakterizuje hodnota jejich relativního rovnovážného poměru. Čím více se liší od jedné, tím snáze dělení probíhá. Podle rovn.(21.3-8) se toho dosáhne přidávkem látky, která ovlivní svou přítomností hodnoty aktivitních koeficientů dělených složek, a to každou jinak.

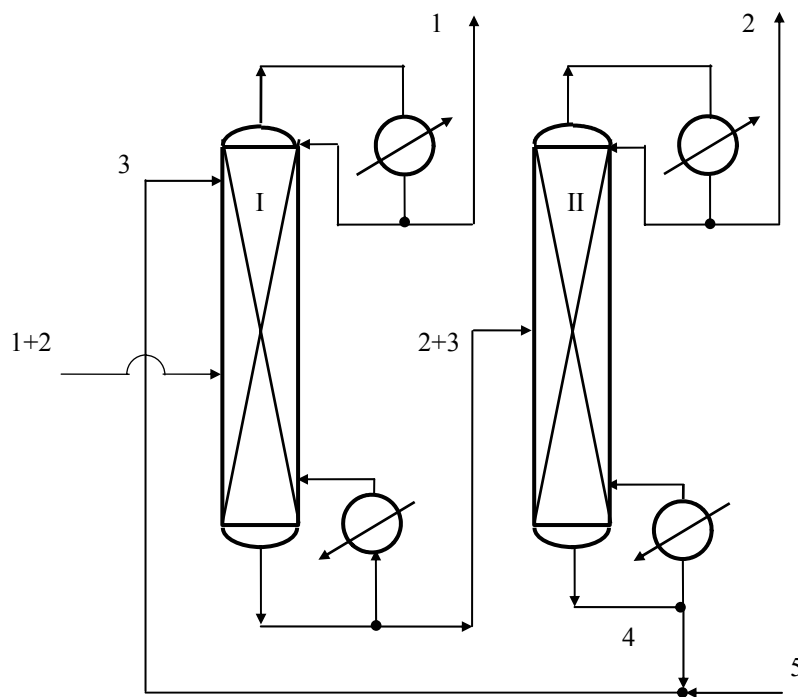
Je-li přidaná látka méně těkavá než dělené složky (obvykle je rozdíl mezi těkavostí přidané látky a dělených složek velmi výrazný), odchází ze zařízení ve zbytku a nevyskytuje se v destilátu. Proces se nazývá *extrakční rektifikace*. Při extrakční rektifikaci má přidávaná látka malý tlak rovnovážné páry. Aby její působení bylo účinné, přivádí se blízko horního konce rektifikační věže. Vzdálenost přívodu od horního konce věže však musí zajišťovat, aby látka neodchá-

zela do destilátu. Chová se jako extrakční činidlo a odvádí se s méně těkavou složkou ve zbytku. Od ní se oddělí v další rektifikační věži.

Proces znázorňuje schéma dělení isobutanu od 1-butenu na *obr. 21.23*. Relativní těkavost isobutanu vzhledem k 1-butenu při teplotě 52 °C je 1,2, ale přidáním furalu se zvýší na hodnotu 2,0. Tlak rovnovážné páry furalu je o dva řády menší než tlak obou dělených složek, proto lze jeho tok rektifikační věží považovat za konstantní a nespotřebuje se energie k jeho odpařování. Není obtížné jej v další věži oddělit od 1-butenu. Protože však v praxi není dělení dokonalé, část furalu ze zařízení odchází s produkty a jeho ztráty je nutno nahrazovat přívodem čistého furalu.

Pokud je přidaná látka zhruba stejně těkavá jako dělené složky, odchází v destilátu. Název procesu je *azeotropická rektifikace*<sup>\*)</sup>.

Při azeotropické rektifikaci složek s relativní těkavostí blízkou jedné vytváří přidaná látka s jednou ze složek azeotropickou směs, která z věže odchází na jejím horním konci a vstupuje do kondenzátoru. Druhá složka odchází velmi čistá jako zbytek. Přidaná látka má na rozdíl od látky přidávané při extrakční rektifikaci těkavost řádově stejnou jako dělené složky. Destilát vytváří obvykle dvě kapalné fáze, což usnadňuje dělení produktů od přidaného činidla. Pokud dvě fáze netvoří, izolují se produkty např. extrakcí.



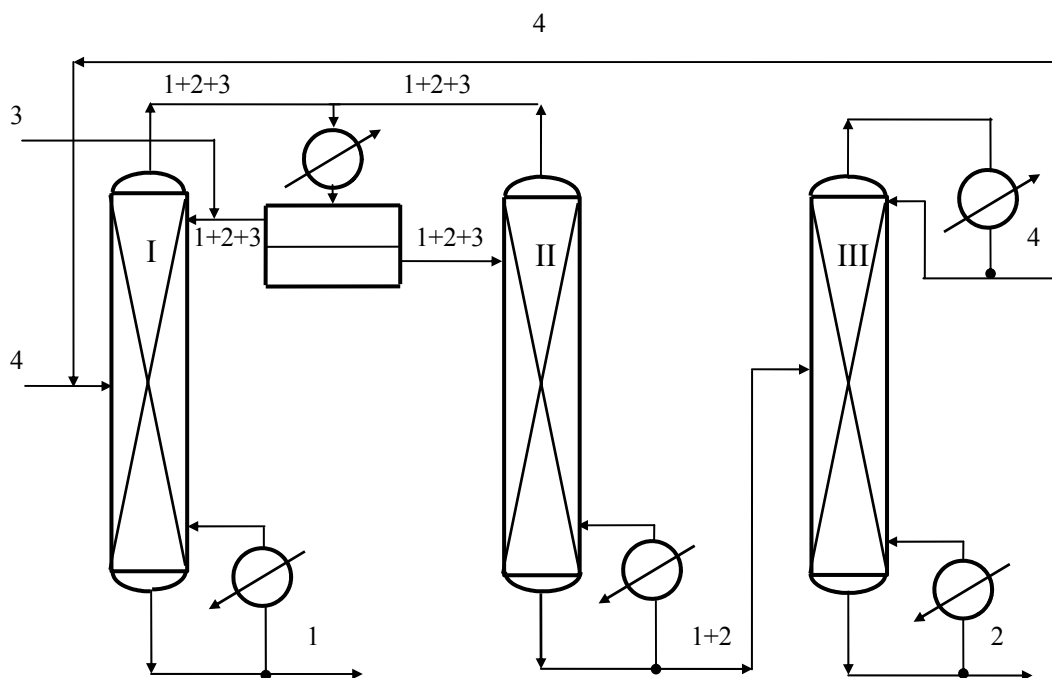
*Obr. 21.23.* Schéma extrakční rektifikace směsi izobutanu a 1-butenu  
I,II-rektifikační věž;1-isobutan;2- 1-buten;3-fural;4-regenerovaný fural;5-čerstvý fural

Známý příklad azeotropické rektifikace je dělení směsi ethanol-voda (viz *obr.21.24*). Obyčejnou rektifikací při atmosférickém tlaku se dá získat nanejvýš roztok 89 mol. % ethanolu ve vodě. Přidáním nepolárního benzenu se zvýší především těkavost silně polární vody, a to umožňuje získat velmi čistý ethanol ve zbytku. Benzen vytváří s vodou a ethanolem ternární

<sup>\*)</sup>Jak je známo z výkladu fyzikální chemie, vyznačuje se azeotropická směs tím, že za dané teploty a tlaku je složení kapaliny a páry při fázové rovnováze stejné. Taková směs se tedy nedá dělit destilací přímo.

azeotropickou směs s minimálním bodem varu. Ta se při malých koncentracích ethanolu rozpadá na dvě kapalné fáze.

Rektifikační věž I produkuje jako zbytek velmi čistý ethanol a z jejího horního konce odchází páry ternárního azeotropu, který po kondenzaci vytváří dvě omezeně mísitelné kapalné fáze. Kapalina s větší koncentrací benzenu se vrací do věže I jako zpětný tok, kapalina s větší koncentrací ethanolu vstupuje do následující rektifikační věže II. V ní se regeneruje benzen, který odchází v parách ve směsi s ethanolem a vodou a mísí se s párami z první věže před vstupem do kondenzátoru. Zbytek tvoří přibližně ekvimolární směs ethanolu s vodou, která se koncentruje v poslední rektifikační věži III. Z ní jako produkt odchází destilát se složením azeotropické směsi, která se mísí s nástřikem do první věže, a druhým produktem je čistá voda.



Obr. 21.24. Schéma azeotropické rektifikace směsi ethanol - voda  
I,II,III-rektifikační věž;1-ethanol;2-voda;3-benzen;4-azeotropická směs ethanol-voda

Podobně jako v předešlém procesu je třeba i při *azeotropické rektifikaci* přidávat čerstvé činidlo, tj. v našem příkladu benzen, který se na obr. 21.24 přidává ke zpětnému toku do první věže.

## 21.6.2 Destilace vodní párou

Jeden ze způsobů dělení málo těkavých (vysokovroucích) látek od netěkavých příměsí je destilace vodní párou. Destilovanou látkou jsou např. vyšší mastné kyseliny, anilin aj. Při destilaci prochází nádobou s dělenou směsí vodní pára, která zmenší parciální tlak dělených složek, a tedy teplotu destilace<sup>\*)</sup>. Proces se obvykle nazývá *přehánění vodní párou*. Používá se též k oddělení těkavé složky obsažené v malém množství v málo těkavém rozpouštědle. Pokud je destilovaná látka ve vodě nerozpustná, odděluje se snadno z destilátu usazováním.

<sup>\*)</sup>Téhož výsledku se dosáhne i přidáním plynu, např. dusíku (plyn však nekondenzuje), případně zmenšením hodnoty tlaku v destilačním aparátu.

Bilanční schéma destilace vodní párou je znázorněno na *obr. 21.25*. Do aparátu se přivádí surovina F a vodní pára B, odvádí se parní směs V a kapalný zbytek L. Dělí se směs obsahující těkavou složku A s netěkavou složkou C. Výsledný tepelný příkon zahrnuje tok energie dodávané zvenčí a ztráty energie do okolí vlivem nedokonalé tepelné izolace.

Proces se může provozovat tak, že přiváděná pára nekondenzuje a energie potřebná k odpařování těkavého podílu se dodává zvenčí, nebo se energie získá kondenzací části přiváděné páry. Odvozuje se popis procesu při ustáleném stavu. Pro soustavu obsahující tři složky lze tedy napsat tři nezávislé bilance látkového množství (či hmotnosti). Je to bilance destilované složky (A)

$$\dot{n}_F x_{AF} = \dot{n}_L x_A + \dot{n}_V y_A \quad (21.6-1)$$

bilance vody (B)

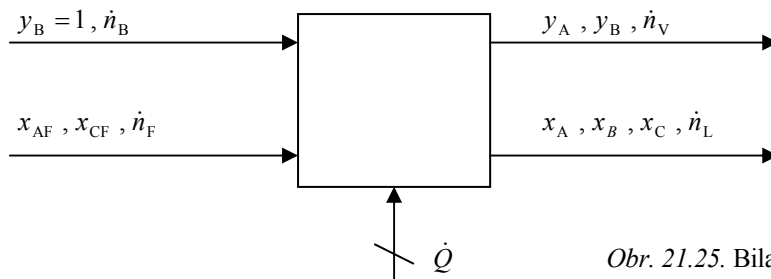
$$\dot{n}_B = \dot{n}_L x_B + \dot{n}_V y_B \quad (21.6-2)$$

a bilance směsí

$$\dot{n}_F + \dot{n}_B = \dot{n}_L + \dot{n}_V \quad (21.6-3)$$

Bilance entalpie je:

$$\dot{n}_F h_F + \dot{n}_B h_B + \dot{Q} = \dot{n}_L h_L + \dot{n}_V h_V \quad (21.6-4)$$



*Obr. 21.25.* Bilanční schéma přehánění vodní párou

Uvedené rovnice poskytují vztahy pro výpočet spotřeby páry k předestilování složky A. Celková spotřeba je součet toku látkového množství vodní páry, která prochází aparátem, aniž by zkondenzovala, a funguje jako nosič páry přeháněné látky, a látkového množství té části přiváděné vodní páry, která zkondenzuje, a tím dodává energii k odpařování destilované látky.

Tok látkového množství přiváděné vodní páry je podle definice a podle rovn. (21.6-2)

$$\dot{n}_B = \dot{n}_{BL} + \dot{n}_{BV} = \dot{n}_L x_B + \dot{n}_V y_B \quad (21.6-5)$$

Zde je  $\dot{n}_{BV}$  podíl vodní páry, která nekondenzuje a  $\dot{n}_{BL}$  podíl, který zkapalní, přičemž platí

$$\dot{n}_V = \dot{n}_{BV} / y_B ; \quad \dot{n}_L = \dot{n}_{BL} / x_B \quad (21.6-6)$$

kde bylo vzato v úvahu, že pro páru, která nekondenzuje,  $x_B = 0$ . To se dosadí do rovn. (21.6-1)



$$\dot{n}_F x_{AF} = \dot{n}_{BL} \frac{x_A}{1-x_A} + \dot{n}_{BV} \frac{y_A}{1-y_A} \quad (21.6-7)$$

$$\dot{n}_{BV} = \left( \dot{n}_F x_{AF} - \dot{n}_{BL} \frac{x_A}{1-x_A} \right) (y_A^{-1} - 1)$$

Tok látkového množství páry, která zkondenzovala, tj.  $\dot{n}_{BL}$ , se určí z bilance entalpie. V praxi bývá množství nečistot velmi malé. Protože je možné nečistoty považovat za netěkavé, oddestiluje se téměř veškeré množství složky A. Z toho vyplývá pro surovinu  $x_{CF} \ll x_{AF}$  a pro zbytek  $x_A \ll x_B$ ,  $x_C \ll x_B$ . Přibližně tedy platí

$$x_A = x_C = 0 \Rightarrow x_B = 1 \quad ; \quad \dot{n}_{BL} = \dot{n}_L$$

$$x_{CF} = 0 \Rightarrow x_{AF} = 1 \quad ; \quad \dot{n}_{AF} = \dot{n}_F = \dot{n}_{AV} \quad (21.6-8)$$

Chyba tímto předpokladem zavedená má malý vliv na bilanci entalpie. Ta se pak zjednoduší na vztah

$$\dot{n}_F h_{AF} + (\dot{n}_{BV} + \dot{n}_{BL}) h_B + \dot{Q} = \dot{n}_F h_{AV} + \dot{n}_{BV} h_{BV} + \dot{n}_{BL} h_{BL} \quad (21.6-9)$$

ze kterého se vyjádří  $\dot{n}_{BL}$

$$\dot{n}_{BL} = \frac{\dot{n}_F (h_{AV} - h_{AF}) + \dot{n}_{BV} (h_{BV} - h_B) - \dot{Q}}{h_B - h_{BL}} \quad (21.6-10)$$

Přičtením k  $\dot{n}_{BV}$  se obdrží celková spotřeba páry

$$\dot{n}_B = \dot{n}_{BV} + \dot{n}_{BL} \quad (21.6-11)$$

Obvyklé výchozí údaje jsou celkový tlak  $p$ , tok látkového množství suroviny  $\dot{n}_F$ , její teplota  $t$  a koncentrace přeháněné složky  $x_{AF}$  a dále závislost tlaku její páry  $p_A$  a tlaku  $p_B$  vodní páry, používané k destilaci, na teplotě.

Teplota destilace se určí z předpokladu, že složky A a B jsou navzájem nerozpustné a složka C je netěkavá. Je-li množství složky C velmi malé, neovlivňuje chování složky A, která má pak vlastnosti čisté látky, stejně jako složka B. Pokud se přivádí sytá vodní pára, parciální tlaky složek se rovnají rovnovážnému tlaku par čisté kapalné složky a pro celkový tlak platí

$$p = p_A + p_B = p_A^o + p_B^o \quad (21.6-12)$$

Z této rovnice se najde teplota destilace, jestliže je znám celkový tlak a závislost rovnovážných tlaků par složek na teplotě, tj. zjistí se ta teplota, pro kterou je rovnice splněna (např. tenze par se vyjádří Antoineovou rovnicí a při zadaném celkovém tlaku je teplota jedinou neznámou). Složení parní fáze pak vyplývá z definice parciálního tlaku, tj.

$$y_A = p_A^o / p \quad ; \quad y_B = p_B^o / p \quad (21.6-13)$$

V reálném stupni je hodnota  $y_A$  menší. Je-li jeho účinnost  $E_y$ , pak

$$y_A = E_y p_A^o / p \quad (21.6-14)$$

a rovn. (21.6-7) má tvar

$$\dot{n}_{BV} = \left( \dot{n}_F x_{AF} - \dot{n}_{BL} \frac{x_A}{1-x_A} \right) \left( \frac{p}{E_y p_A^o} - 1 \right) \quad (21.6-15)$$

kde hodnota  $E_y$  musí být známa a hodnota  $p_A^o$  plyne z podmínky (21.6-12). Podle rovn. (21.6-15) se spotřeba páry k destilaci dá zmenšit snížením celkového tlaku nebo zvýšením teploty destilace a podle rovn. (21.6-10) dodáváním energie zvenčí.

### 21.6.3 Molekulární destilace

Na rozdíl od předešlého oddílu, který se týkal dělení málo těkavé od netěkavé složky, budou nyní probírány směsi, v nichž jsou málo těkavé všechny složky. Dělení takových směsí destilací je možné jen při velmi malých tlacích (obvykle řádově jednotky Pa), kdy při teplotě procesu ještě nedochází k termickému rozkladu složek. Za těchto podmínek mají molekuly vznikající páry střední volnou dráhu řádově  $10^{-2}$  m a páru již nelze považovat za spojité prostředí. Molekulární destilace se používá např. k izolaci vitamínů A a E, sterolů a uhlovodíků z přírodních tuků a olejů nebo při výrobě olejů a vaselin z minerálních olejů.

Proces se provádí v aparátech, v nichž surovina stéká jako tenký film kapaliny na vyhřívané stěně. Ve vzdálenosti menší než je střední volná dráha molekul je chlazená stěna, na které pára kondenzuje. Aby kondenzace byla úplná, je třeba mezi povrchy udržovat značný rozdíl teplot ( $\sim 100$  K). K urychlení odpařování slouží konstrukce umožňující promíchávání odpařujícího se filmu kapaliny. Surovina se před uvedením do zařízení musí zbavit těkavých podílů, jako jsou rozpuštěné plyny, voda a jiné těkavé kapaliny.

Z kinetické teorie plynů odvodil Langmuir vztah pro rychlost odpařování složky A při malých tlacích

$$\phi_{AV} = 0,139 \frac{p_A^o}{(M_A T)^{1/2}} \quad (21.6-16)$$

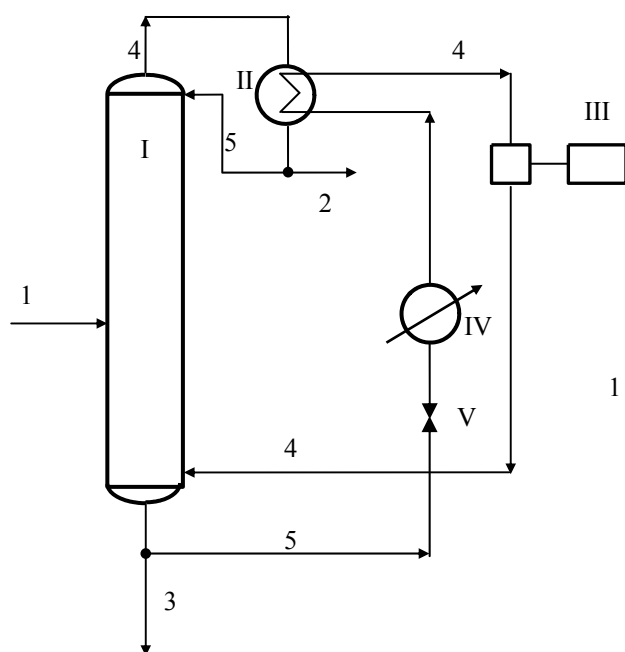
kde  $\phi_{AV}$  je intenzita toku látkového množství vznikající páry složky A [ $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$ ],  $p_A^o$  tlak rovnovážné páry čisté kapalné složky A [Pa] při teplotě  $T$  [K] a  $M_A$  její molární hmotnost [ $\text{kg mol}^{-1}$ ]. V rovnici je rozměrová konstanta a její hodnota platí jen pro uvedené jednotky proměnných veličin. Podle této rovnice je poměr látkových množství složek A a B v parním skupenství

$$\frac{n_{AV}}{n_{BV}} = \frac{p_A^o}{p_B^o} \left( \frac{M_B}{M_A} \right)^{1/2} \quad (21.6-17)$$

Látky dělené molekulární destilací musí být dostatečně stálé, aby během destilace nevznikaly rozkladem těkavé produkty.

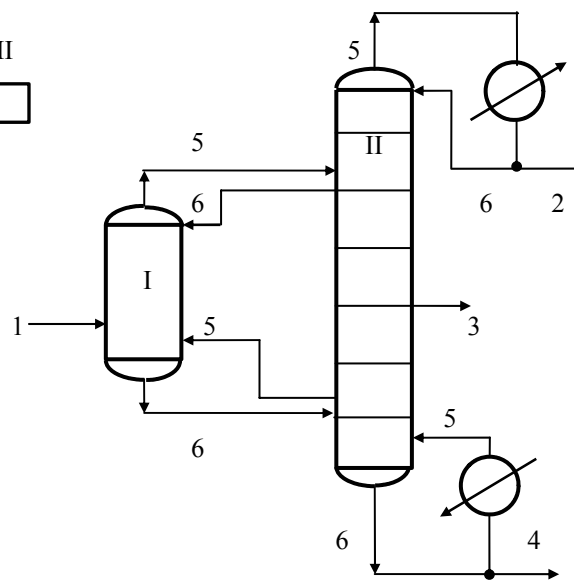
## 21.7 Úspory energie při rektifikaci

Rektifikace je velmi rozšířená metoda dělení směsí, a proto je předmětem rozsáhlého výzkumu. Rozmanitá zlepšení se týkají především zmenšení spotřeby energie, která je při rektifikaci velmi významnou součástí nákladů.



Obr. 21.26. Rektifikace s kompresí par

I-rektifikační věž; II-kondenzátor; III-kompresor;  
IV-pomocný chladič; V-redukční ventil;  
1-nástřík; 2-destilát; 3-zbytek; 4-pára; 5-kapalina



Obr. 21.27. Tepelně vázaná soustava rektifikačních věží

I-pomocná rektifikační věž; II-hlavní rektifikační věž;  
1-nástřík; 2-produkt 1; 3-produkt 2; 4-produkt 3;  
5-pára; 6-kapalina

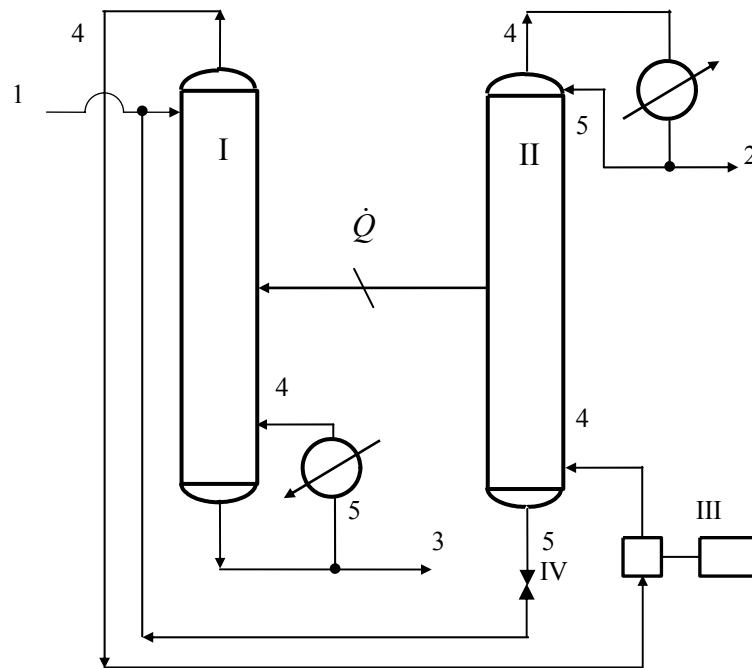
Jako příklad je na obr. 21.26 znázorněno rektifikační zařízení pro složky s blízkým bodem varu [54]. Kapalina vytékající z rektifikační věže se dělí na zbytek 3 a na kapalinu 5 procházející expanzním ventilem V a pomocným tepelným výměníkem IV do výměníku tepla II, který je pro kapalinu při sníženém tlaku vařákem a pro páru z horního konce věže kondenzátorem. Kondenzující pára má vyšší tlak než kapalina za redukčním ventilem a její teplota kondenzace je vyšší než teplota varu kapaliny za ventilem. Pára vzniklá z vroucí kapaliny se stlačuje v kompresoru III na hodnotu tlaku v rektifikační věži a přivádí se pod nejspodnější patro věže. Kompresor pracuje jako tepelné čerpadlo (viz kap.14 a 18). Odpadají náklady na chladičí vodu a vařák a snižují se náklady na topnou páru. Naproti tomu je nutné dodávat energii kompresoru.

Pro surovinu obsahující složky s relativní těkavostí blízkou jedné se výrazně sníží spotřeba energie, použije-li se tepelně vázaného systému věží [54] znázorněného na obr. 21.27. Surovina se přivádí do pomocné věže sloužící k částečnému rozdělení složek s blízkou těkavostí. Je propojena s druhou rektifikační věží tak, že nepotřebuje vařák ani kondenzátor. Z druhé věže se pak odebírají tři produkty lišící se poměrem těkavých a méně těkavých složek.

Existují další varianty úprav přinášejících úspory energie. Např. se rektifikační věž konstruuje tak, aby si obohacovací a ochuzovací sekce předávaly energii [54] (viz obr.21.28). Obohacovací část věže se provozuje při větším tlaku a energie se předává do ochuzovací sekce. Sníží se tak spotřeba energie. Při tzv. parastilaci se rektifikační věž rozdělí na dvě svislé poloviny a každou prochází stejně velký tok páry z vařáku. Kapalina protéká střídavě jednou a druhou polovinou. Tím se dosáhne lepší dělicí schopnosti zařízení (viz např. lit. [22] a [40]).

Jiné možné varianty úsporného provozu rektifikace se týkají kombinací dělicích procesů. Tak např. místo azeotropické destilace směsi ethanol-voda přidáním benzenu lze azeotrop ethanol-voda rozdělit adsorpcí parní směsi za zvýšeného tlaku na molekulárním sítu (viz kap.24) a uvolněním čistého ethanolu snížením tlaku (proces se označuje zkratkou PSA anglického názvu Pressure Swing Adsorption). Tím se ušetří náklady na rektifikaci a na pomocné činidlo benzen.

Azeotropickou směs získanou rektifikací je možné dále dělit membránovým procesem zvaným pervaporace (viz kap.27). Přehled o možnostech zlepšení činnosti rektifikačních věží je též např. v lit. [66] a [37] a další příspěvky vycházejí v odborných časopisech.



Obr. 21.28. Rektifikace s výměnou tepla mezi sekcemi

I-ochuzovací sekce ( $p_I < p_{II}$ ); II-obohacovací sekce ( $p_{II} > p_I$ ); III- kompresor; IV-redukční ventil;  
1-nástřík; 2-destilát; 3-zbytek; 4-pára; 5-kapalina

Odd. 21.7 informuje o variantách destilace, které nebyly probírány v předchozích částech kapitoly. Je uveden stručný popis některých možných zdokonalení procesu.

Tato kapitola obsahuje výklad jednoho z nejrozšířenějších dělicích procesů a kvantitativně popisuje jeho stupňové provedení. Probírá se ustálený a neustálený proces a zdůrazňuje se potřeba ekonomického provozu. Při popisu rektifikace nebyla vzata v úvahu možnost tvorby druhé kapalně fáze v silně neideálních směsích (viz obr. 21.3) a případná chemická reakce mezi složkami směsi. K řešení takových problémů je třeba prostudovat odbornou literaturu o rektifikaci.

## KONTROLNÍ ÚLOHY

- 21.4.** Porovnejte popis rektifikace a popis extrakce při protiproudu. Co je obdobné a co rozdílné?  
**21.5.** Na jakém principu je založeno dělení kapalných směsí destilací? Které směsi nelze pouhou destilací rozdělit na jejich složky? Jak jinak je možné získat složky kapalně směsi?  
**21.7.** Jaký je rozdíl mezi parciálním a totálním kondenzátorem či vařákem?

Tab.21.3 Přehled základních rovnic v destilaci

BILANCE	ROVNOVÁŽNÝ VZTAH, ÚČINNOST A JINÉ ROVNICE
<p><i>Ustálená jednostupňová destilace</i></p> $\dot{n}_F = \dot{n}_L + \dot{n}_V \quad \left[ \frac{dn_s}{d\tau} = 0 \right] \quad (21.2-5)$ $\dot{n}_F x_{kF} = \dot{n}_L x_k + \dot{n}_V y_k \quad \left[ \frac{dn_{kr}}{d\tau} = 0, \frac{dn_{ks}}{d\tau} = 0 \right] \quad (21.2-2)$ $\dot{n}_F h_F + \dot{Q} = \dot{n}_L h_L + \dot{n}_V h_V \quad \left[ \frac{dn_s}{d\tau} = 0, \frac{dU_s}{d\tau} = 0 \right] \quad (21.2-3)$	<p>Rovnovážný vztah</p> $y_k = \psi_k x_k \quad [T_L = T_V = T, p_L = p_V = p, k = 1, 2, \dots, K] \quad (21.2-1)$ $\psi_k = \frac{\gamma_k \phi_{kV}^o P_k^o F}{\phi_{kV} p} \quad (21.2-6)$ $\alpha_{jk} \equiv \frac{\psi_j}{\psi_k} = \frac{y_j / x_j}{y_k / x_k} \quad (21.2-7)$ <p>Součtový vztah</p> $\sum_{k=1}^K x_k = 1 \quad ; \quad \sum_{k=1}^K y_k = 1 \quad (21.2-4)$ <p>Účinnost</p> $E_x \equiv \frac{x_{kF} - x_k}{x_{kF} - x_k^*}; \quad E_y \equiv \frac{y_k - x_{kF}}{y_k^* - x_{kF}}$
<p><i>Ustálená stupňová rektifikace binárních směsí</i></p> <p><b>Celková bilance</b></p> $\dot{n}_F = \dot{n}_D + \dot{n}_W \quad (21.3-26)$ $\dot{n}_F z_{AF} = \dot{n}_D x_{AD} + \dot{n}_W x_{AW} \quad (21.3-25)$ $\dot{n}_F h_F + \dot{Q}_W = \dot{n}_D h_D + \dot{n}_W h_W + \dot{Q}_D \quad (21.3-27)$ <p><b>Obohacovací část věže</b></p> $\dot{n}_{V(n+1)} - \dot{n}_{Ln} = \dot{n}_D \quad (21.3-18)$ $\dot{n}_{V(n+1)} y_{A(n+1)} - \dot{n}_{Ln} x_{An} = \dot{n}_D x_{AD} \quad (21.3-16)$ $\dot{n}_{V(n+1)} h_{V(n+1)} - \dot{n}_{Ln} h_{Ln} = \dot{n}_D h_D + \dot{Q}_D \quad (21.3-17)$ <p><b>Ochuzovací část věže</b></p> $\dot{n}_{Vn} - \dot{n}_{L(n-1)} = -\dot{n}_W \quad (21.3-24)$ $\dot{n}_{Vn} y_{An} - \dot{n}_{L(n-1)} x_{A(n-1)} = -\dot{n}_W x_{AW} \quad (21.3-16)$ $\dot{n}_{Vn} h_{Vn} - \dot{n}_{L(n-1)} h_{L(n-1)} = -\dot{n}_W h_W + \dot{Q}_W \quad (21.3-23)$ <p><b>Konstantní toky fází</b></p> $y_{A(n+1)} = \frac{R}{R+1} x_{An} + \frac{x_{AD}}{R+1} \quad (21.3-39)$ $x_{A(n+1)} = \frac{R+1}{R} y_{An} - \frac{x_{AD}}{R} \quad (21.3-39a)$ $y_{A(n+1)} = \frac{\dot{n}_D R + \dot{n}_F q}{\dot{n}_D (R+1) + \dot{n}_F (q-1)} x_{An} - \frac{\dot{n}_F - \dot{n}_D}{\dot{n}_D (R+1) + \dot{n}_F (q-1)} x_{AW} \quad (21.3-43)$ $x_{A(n+1)} = \frac{\dot{n}_D (R+1) + \dot{n}_F (q-1)}{\dot{n}_D R + \dot{n}_F q} y_{An} + \frac{(\dot{n}_F - \dot{n}_D) x_{AW}}{\dot{n}_D R + \dot{n}_F q} \quad (21.3-43a)$	<p>Rovnovážný vztah</p> $y_{An} = \psi_{An} x_{An} \quad (21.3-12)$ <p>Účinnost</p> $E_{xn} \equiv \frac{x_{A(n-1)} - x_{An}}{x_{A(n-1)} - x_{An}^*} = \frac{x_{A(n-1)} - x_{An}}{x_{A(n-1)} - [\psi_{An}(y_{An})]^{-1} y_{An}} \quad (21.3-36)$ $E_{yn} \equiv \frac{y_{An} - y_{A(n+1)}}{y_{An}^* - y_{A(n+1)}} = \frac{y_{An} - y_{A(n+1)}}{\psi_{An}(x_{An}) x_{An} - y_{A(n+1)}} \quad (21.3-37)$ <p>Poměr zpětného toku</p> $R \equiv \frac{\dot{n}_{L0}}{\dot{n}_D} \quad (21.3-28)$ $\dot{n}_{L0} = \dot{n}_D R \quad (21.3-29)$ $\dot{n}_{V1} = \dot{n}_D (R+1) \quad (21.3-29)$ $\dot{Q}_D = \dot{n}_D (R+1) (h_{V1} - h_D) \quad (21.3-31)$ <p>Veličina <math>q</math></p> $q \equiv \frac{\dot{n}_{Lf} - \dot{n}_{L(f-1)}}{\dot{n}_F} = \frac{h_{Vf} - h_F}{h_{Vf} - h_{Lf}} \quad (21.3-33,34)$ <p>Souřadnice průsečíku pracovních přímek</p> $x_A^+ = \frac{(q-1)x_{AD} + (R+1)z_{AF}}{q+R} \quad (21.3-47)$ $y_A^+ = \frac{q x_{AD} + R z_{AF}}{q+R}$

BILANCE	ROVNOVÁŽNÝ VZTAH
<p><i>Vsádková jednostupňová destilace binárních směsí</i></p> $n_V = n_F - n_W \quad (21.4-8)$ $\int_0^{n_V} y_A dn_V = \bar{y}_A n_V = n_F x_{AF} - n_W x_{AW} \quad (21.4-9)$ $\ln \frac{n_F}{n_W} = \int_{x_{AW}}^{x_{AF}} \frac{dx_A}{y_A - x_A} \quad (21.4-20)$ $\int_0^{n_V} h_V dn_V = \bar{h}_V n_V = n_F h_F - n_W h_W + Q_W \quad (21.4-10)$ <p style="text-align: center;">Totální kondenzátor</p> $n_V = n_D \quad (21.4-15)$ $n_V \bar{y}_A = n_D \bar{x}_{AD} \quad (21.4-16)$ $n_V \bar{h}_V = n_D \bar{h}_D + Q_D \quad (21.4-17)$	<p>Rovnovážný vztah</p> $y_A = \psi_A x_A \quad (21.4-1)$
<p><i>Vsádková stupňová rektifikace binárních směsí při konstantních tocích fází</i></p> <p style="text-align: center;">Konstantní složení destilátu</p> $n_D = n_F - n_{Wk} \quad (21.5-13)$ $n_D x_{AD} = n_F x_{AF} - n_{Wk} x_{AWk} \quad (21.5-11)$ $Q_{Wk} = n_D h_D + Q_D + n_{Wk} h_{Wk} - n_F h_F \quad (21.5-12)$ $Q_D = n_F (h_{V1} - h_D) (x_{AD} - x_{AF}) \int_{x_{AWk}}^{x_{AF}} \frac{(R+1) dx_{AW}}{(x_{AD} - x_{AW})^2} \quad (21.5-19)$ <p style="text-align: center;">Konstantní poměr zpětného toku</p> $n_D = n_F - n_{Wk} \quad (21.5-22)$ $n_D \bar{x}_{AD} = n_F x_{AF} - n_{Wk} x_{AWk} \quad (21.5-20)$ $Q_{Wk} = n_D \bar{h}_D + Q_D + n_{Wk} h_{Wk} - n_F h_F \quad (21.5-21)$ $Q_D = (R+1)(\bar{h}_{V1} - \bar{h}_D) n_D \quad (21.5-23)$ $\ln \frac{n_F}{n_{Wk}} = \int_{x_{AWk}}^{x_{AF}} \frac{dx_{AW}}{x_{AD} - x_{AW}} \quad (21.5-25)$	<p>Rovnovážný vztah</p> $y_{An} = \psi_{An} x_{An} \quad (21.5-5)$

**21.12.Z** jakých hlavních částí se skládá rektifikační zařízení a jaký je jejich účel?

**21.13.** Nakreslete do diagramu  $t-x_A, y_A$  body představující složení proudů vstupujících a vystupujících z rovnovážného patra a naznačte průběh procesu na patře.

**21.14.** Jak by se lišil popis rektifikace v distribučním diagramu, kdyby byl nakreslen pro méně těkavou složku?

**21.15.** Načrtněte distribuční diagram s rovnovážnou čarou pro směs s azeotropickým bodem. Jaký je možný průběh pracovních čar?

**21.16.** Existuje pro rektifikaci obdoba rovn. (20.3-42)? Zdůvodněte svou odpověď.

**21.17.** Odvoďte vztah mezi molárními zlomky těkavější složky v páře, která vstupuje a která vystupuje z reálného patra, ve tvaru neobsahujícím koncentraci této složky v kapalině na vstupu či výstupu z patra. Předpokládejte konstantní toky fází.

**21.18.** Nakreslete bilanční schéma rektifikační věže s bočním odběrem kapaliny z patra obohacovací sekce, napište bilance těkavější složky binární směsi a nakreslete příslušné pracovní přímky v distribučním diagramu. Předpokládejte konstantnost toků fází v každé sekci rektifikační věže.

**21.19.** Řešte obdobně jako v úloze 21.18 problém, kdy se do rektifikační věže přivádějí dvě suro-

- viny jako rovnovážné kapaliny. Přívod kapaliny s větším obsahem těkavější složky je umístěn nad místem přívodu druhé směsi. Předpokládejte konstantnost toků fází v každé sekci rektifikační věže.
- 21.20.** Popište kvalitativně postup určení počtu rovnovážných pater rektifikační věže pracující kontinuálně, jestliže se mění tok kapaliny a par po délce věže.
- 21.21.** Na co má vliv hodnota poměru zpětného toku v rektifikační věži? Jaký fyzikální význam mají meze jeho hodnot?
- 21.23.** Na jakých předpokladech je založena definice veličiny  $q$  a jaké je její uplatnění?
- 21.24.** Zdůvodněte možnost výpočtu veličiny  $q$  z hodnot měrných entalpií.
- 21.26.** Znázorněte určení počtu skutečných pater rektifikační věže v distribučním diagramu.
- 21.27.** Analogicky k rovnicím v odd. 21.3.3 sestavte soubor rovnic umožňujících určit počet skutečných pater nepřetržitě pracující rektifikační věže s rovnovážným vařákem a totálním kondenzátorem, je-li konstantní hodnota relativní těkavosti těkavější složky a jsou zadány hodnoty  $x_{AF}, x_{AD}, x_{AW}, \dot{n}_F / \dot{n}_D, R, q, E_{xn}$ .
- 21.28.** Co vyplývá z rovn. (21.3-59), jestliže  $\alpha_{AB} \rightarrow 1$  ?
- 21.29.** Porovnejte složení destilátu při rovnovážné destilaci a průměrné složení destilátu při diferenciální destilaci, jestliže je složení nástřiku a zbytku v obou procesech stejné a kondenzátor je totální.
- 21.30.** Porovnejte popis jednostupňové vsádkové extrakce v předešlé kapitole a jednostupňové vsádkové destilace v této kapitole. Co je podobné a co rozdílné?
- 21.31.** Porovnejte obdobně popis jednostupňové vsádkové destilace a vsádkové rektifikace.
- 21.32.** Proč platí při vsádkové rektifikaci rovn. (21.5-6)?
- 21.33.** Má-li se zvětšit dělicí schopnost vsádkového rektifikačního zařízení, je lépe zvětšit počet pater nebo poměr zpětného toku? Zdůvodněte svou odpověď.
- 21.34.** V čem spočívá princip extrakční a azeotropické destilace a jaké znáte jejich uplatnění?
- 21.35.** Kdy se používá destilace vodní párou?
- 21.37.** Co je molekulární destilace?
- 21.38.** V čem vidíte rozdíl mezi popisem rektifikace směsi dvou složek a více než dvou složek?
- 21.39.** Odvoďte předpoklady, za kterých se toky fází podél sekce rektifikační věže nemění.
- 21.40.** Ustáleně pracující rektifikační zařízení je nejprve třeba uvést do provozu a po jisté době se jeho provoz ukončí (nutná údržba či oprava). V čem se liší popis zařízení při ustáleném stavu od popisu při zajíždění a odstavení?
- 21.41.** Napište vztah pro výpočet výšky nepřetržitě pracující rektifikační věže se spojitým kontaktem fází pro dělení dvousložkové směsi.