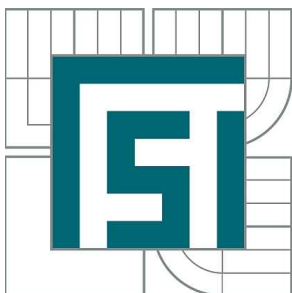


VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY



FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ
ÚSTAV PROCESNÍHO A EKOLOGICKÉHO
INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING
INSTITUTE OF PROCESS AND ENVIRONMENTAL
ENGINEERING

VYUŽITELNOST VÝPALKŮ Z VÝROBY ETHANOLU

USABILITY OF STILLAGE FROM ETHANOL PRODUCTION

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Bc. DAN AUDY

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. PAVEL LEŠTINSKÝ, Ph.D.

BRNO 2015

Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství

Ústav procesního a ekologického inženýrství

Akademický rok: 2014/2015

ZADÁNÍ DIPLOMOVÉ PRÁCE

student(ka): Bc. Dan Audy

který/která studuje v **magisterském navazujícím studijním programu**

obor: **Procesní inženýrství (3909T003)**

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

Využitelnost výpalků z výroby ethanolu

v anglickém jazyce:

Usability of stillage from ethanol production

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Diplomová práce se týká průmyslové výroby lihu se zaměřením na spotřeby energií pro výrobu lihu a využití odpadů (výpalků). Výpalky se zpracovávají zkoncentrováním a sušením na materiál DDGS vhodný jako přídavek do krmných směsí nebo je možné usušené výpalky použít jako palivo pro produkci energie.

Cíle diplomové práce:

Energetická a materiálové bilance výroby ethanolu

Posouzení dalšího zpracování odpadů z výroby ethanolu

Bilanční a návrhové výpočty zpracování výpalků z výroby ethanolu

Seznam odborné literatury:

Tepelné pochody II, Šesták & Žitný, skripta ČVUT Praha
Perry's chemical engineers' handbook,
odborné články z databáze Web of Science

Vedoucí diplomové práce: Ing. Pavel Leštinský, Ph.D.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2014/2015.

V Brně, dne 11.5.2015

L.S.

prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
Ředitel ústavu

doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.
Děkan fakulty

ABSTRAKT

Tato práce řeší využitelnost výpalků z výroby ethanolu. Pro zpracování na materiál DDGS pak řeší i materiálovou a energetickou bilanci tohoto procesu. Tato materiálová a energetická bilance byla počítána pro 7070 kg výpalků za hodinu. Výsledné energetické požadavky procesu byly vztaženy na množství výpalků vyprodukovaných pro získání 1 m³ ethanolu. Výsledky této práce umožňují nahlédnout do problematiky zpracování lihovarských výpalků a díky přepočtu na 1 m³ ethanolu i možnost rychlého přepočtu přibližných energetických nároků pro provoz jiných kapacit.

KLÍČOVÁ SLOVA

destilace, výpalky, lihovar, DDGS, bilance, dekantace, odparka, odpařovací stanice, sušárna, sušení, odpad

ABSTRACT

This work solves the use of stillage from ethanol production. Also solves processing into material DDGS and then solves the material and energy balance. This material and energy balance was calculated for 7070 kg of stillage per hour. The final energy requirements of the process were based on the amount of stillage produced to obtain 1 m³ of ethanol. The results of this work offer an insight to the problems of processing stillage. Thanks to conversion for 1 m³ of produced ethanol, results is also offering the possibility of fast conversion of an approximate energy needed for devices of other capacities.

KEYWORDS

distillation, shapes, distillery, DDGS, balance, decantation, evaporator, evaporation station, drying, dryer, drain

BIBLIOGRAFICKÁ CITACE MÉ PRÁCE

AUDY, D. Využitelnost výpalků z výroby ethanolu. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2015. 60 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Pavel Leštinský, Ph.D..

ČESTNÉ PROHLÁŠENÍ

Prohlašuji, že jsem diplomovou práci vypracoval samostatně, pouze s použitím uvedených zdrojů, odborné literatury a na základě konzultací s vedoucím diplomové práce.

V Brně dne 26. 5. 2015

Dan Audy

PODĚKOVÁNÍ

Chtěl bych poděkovat Ing. Pavlu Leštinskému, Ph.D. za spolupráci, pomoc a rady při vedení této práce, panu Ing. Janu Matulkovi za rady ohledně odpařovací stanice a rodině za podporu při studiu.

OBSAH

Využitelnost výpalků z výroby ethanolu	10
1 Úvod.....	10
2 Cíle práce.....	10
3 Teoretická část.....	10
3.1 Výroba ethanolu	10
3.1.1 Zápara.....	11
3.1.2 Příprava zápary.....	11
3.1.3 Použití enzymů.....	11
3.1.4 Technologie ztekucení a zcukření škrobů.....	12
3.1.5 Kvašení zcukřené zápary	12
3.1.6 Destilace	13
3.2 Zpracování výpalků	17
3.2.1 Separace vlákniny	17
3.2.2 Odparka	19
3.2.3 Sušárna.....	24
3.2.4 Využití sušených výpalků	29
4 Bilanční a návrhové výpočty zpracování výpalků z výroby ethanolu	32
4.1 Dekantace	32
4.2 Odpařovací stanice	33
4.2.1 Dvoustupňová odpařovací stanice.....	34
4.2.2 Třístupňová odpařovací stanice	41
4.2.3 Odhad nákladů a volba provedení odpařovací stanice	49
4.3 Sušárna.....	51
5 Závěr.....	56
6 Seznam použitých zdrojů	57
7 Seznam použitých zkratk a symbolů.....	59
8 Seznam příloh	60

VYUŽITELNOST VÝPALKŮ Z VÝROBY ETHANOLU

1 ÚVOD

Práce řeší problematiku zpracování odpadů ze zařízení pro produkci ethanolu s kapacitou cca 320 hla/24hod. Týká se zejména zpracování výpalku (tj. zbytku po oddestilování ethanolu ze zápary), jež mají nezanedbatelnou nutriční hodnotu.

Sušeným obilním výpalkům se dle jejich anglického názvu „Dried Distillers Grains with Solubles“ říká zkráceně DDGS. V souvislosti s Evropskou směrnicí č. 2009/28/ES o podpoře využívání energie z obnovitelných zdrojů a následným zákonem č. 180/2007 Sb. byl stanoven minimální podíl biosložky v automobilovém benzínu na 4,1% a pro motorovou naftu na 6%. Tímto krokem došlo k razantnímu nárůstu produkce bioethanolu a tím i ke zvýšení množství výpalků z jeho výroby. Výpalky se zpracovávají zkoncentrováním a sušením na materiál DDGS vhodný jako přídavek do krmných směsí nebo je možné usušené výpalky použít jako palivo pro produkci energie.

V práci jsou popsány a hodnoceny kromě zpracování tradičních surovin pro výrobu ethanolu enzymatickou hydrolýzou škrobu na cukry pro kvasnou technologii také navazující aparáty pro zpracování výpalků určené pro separaci vlákniny, zahuštění vzniklého fugátu na vícestupňové odparce a navazující sušení v sušárně na koncovou koncentraci sušiny 90-95%.

Toto řešení likvidace odpadu z výroby je nezbytné pro větší kapacity produkce ethanolu vzhledem k ekologickým dopadům tradičních způsobů likvidace výpalků, které jsou v současnosti nepoužitelné. Malé množství výpalků je možné zkrmovat skotem a prasaty i v tekuté formě, množství tohoto tekutého krmiva je ale při současné produkci lihovarů nadbytečné.

2 CÍLE PRÁCE

Energetická a materiálové bilance výroby ethanolu.

Posouzení dalšího zpracování odpadů z výroby ethanolu.

Bilanční a návrhové výpočty zpracování výpalků z výroby ethanolu.

3 TEORETICKÁ ČÁST

3.1 Výroba ethanolu

Nejrozšířenější metodou pro získávání ethanolu ze zápary je destilace. Dále popisovaný postup přípravy zápary, následné destilace a sušení vychází z jednotky na výrobu ethanolu v Lihovaru VRDÝ.

3.1.1 Zápara

Pro výrobu kvalitní zápara se využívá obilí resp. kukuřice těchto vlastností:

Obilniny (pšenice)

Sušina	min.	86%
Obsah škrobu	min.	65%

Kukuřice

Sušina	min.	62%
Obsah škrobu	min.	60%

Obsah lihu v zápaře se pohybuje okolo 10,5 – 13,5 % obj. Teplota zápara by neměla překročit 35°C, protože by mohlo dojít k oslabení činnosti kvasinek.

3.1.2 Příprava zápara

Při přípravě zápara je využíváno beztlakového způsobu zpracování škrobů obsažených v obilninách. Vstupní surovina je rozemleta a smísená s vodou. Škroby obsažené v obilninách jsou nerozpustné a nezkrasitelné. K přeměně na škroby zkrasitelné musí být zajištěn jejich rozklad – hydrolýza na jednoduché cukry. Úplnou hydrolýzou vznikne glukóza podle rovnice:



Tato reakce probíhá při přebytku vody buď v kyselém prostředí nebo při výrobě lihu enzymaticky.

3.1.3 Použití enzymů

Pro hydrolýzu škrobu jsou používány tzv. amylázy. Jedná se například o:

- TERMAMYL SC DS pro ztekucení škrobu. Enzym zajišťuje degradaci škrobové molekuly na kratší glukózové řetězce – dextiny. Pro optimální funkci enzymu je nutno zajistit:

Teplotu $T = 80 - 90 \text{ } ^\circ\text{C}$

pH prostředí $5,2 - 6,0$

Enzym se vyrábí genovou manipulací produkčního kmenu. Při poklesu teploty pod 80 °C se reakce zpomaluje. Při poklesu pH pod 5,0 respektive při vzrůstu teploty nad 95 °C dochází k zastavení činnosti enzymu. Dávkování enzymu je při optimálních podmínkách 0,25-0,3 l/1000 kg škrobu.

- SPIRYZYME FUEL je glukoamyláza užívaná na zcukření škrobu. Z koncových dextrinových molekul odštěpuje glukózu. Optimální podmínky pro dobrou funkci jsou:

Teplota $T = 58 - 62\text{ }^{\circ}\text{C}$

pH prostředí $4,5 - 5,8$

Dávkování je při těchto pracovních podmínkách $0,5 - 0,6\text{ l/1000 kg}$ škrobu.

- SHERAZYME 500L je purifikovaná xylanáza. Její použití u pšeničných zápar redukuje významně viskozitu zápary a mírně zvyšuje výtěžek extraktu. Optimální podmínky pro funkci enzymu jsou:

Teplota $T = 60 - 70\text{ }^{\circ}\text{C}$

pH prostředí $4,5 - 5,8$

3.1.4 Technologie ztekucení a zcukření škrobů

Rozemletá surovina je dopravována šnekovým dopravníkem do směšovací nádrže, ve které je smíchána s vodou předehřátou na přibližně $75\text{ }^{\circ}\text{C}$. Dávkovací čerpadlo současně dodává enzym TETRAMYL SC DS. Je nutné, aby byla zajištěna co nejdokonalejší homogenizace šrotu, enzymu a vody míchadlem v celém objemu směšovací nádrže. Kromě homogenizace objemu nádrže zajišťuje směšovací nádrž i optimalizaci pH při recirkulaci odstředěných výpalků tak, aby koncové pH bylo v mezích $5,1 - 5,3$. Obsah směšovací nádrže je pak přečerpáván přes protiproudé výměníky, kde je zajištěn ohřev teplem ze ztekucené zápary na $85 - 90\text{ }^{\circ}\text{C}$. Ohřev je dokončen přímou parou po dobu zhruba 90 minut. Za tuto dobu je dosaženo zcukření škrobu (dextrinaci). Ztekucené dílo je kontinuálně přečerpáváno do zcukřovacího reaktoru a chlazeno na $T = 58 - 62\text{ }^{\circ}\text{C}$. Ve zcukřovacím reaktoru dochází vlivem kontinuálně dávkovaného zcukřovacího enzymu SPIRYZYME FUEL k přeměně dextrinu na kvasitelnou glukózu, která trvá přibližně 3 hodiny. Takto zpracované, zcukřené dílo je po ochlazení na $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ přečerpáno do kvasných kádí.

3.1.5 Kvašení zcukřené zápary

Kvasný proces je možno popsat rovnicí:



Kvašení je zajištěno mikroorganismy – kvasinky *Saccharomyces*. Doba kvašení je ovlivňována teplotou, pH, koncentrací cukrů a lihu v zápaře a koncentrací a zdravotním stavem kvasinek. Optimální doba prokvasu je 72 hodin. Po celou dobu kvašení se uvolňuje teplo a CO_2 .

Kvasné kádě se obvykle skládají z:

- Rozkvasná kád' s intenzivním mícháním, chlazením a přívodem vzduchu
- Kvasná kád' zajišťující dostatečnou dobu zdržení zápary v kvasném prostoru s mícháním a chlazením

- Dokvasná kád' zajišťující dosažení dostatečné hloubky prokvasu tak, aby byly minimalizovány ztráty cukrů do výpalků

U všech výše jmenovaných aparátů je zajištěn odtah produkovaného CO_2 . Tento plyn je veden do koncové pračky, ve které je z něj vypírán odpařený ethanol a vypírací voda je přidávána do procesní vody pro přípravu záparů.

3.1.6 Destilace

Zápara je heterogenní směsí vlákniny a rozpuštěných složek vzniklých při procesu fermentace. Pevný podíl (vláknina) je filtrací oddělen a kapalná, vícesložková směs je dále zpracovávána s cílem separovat jednotlivé kapalné složky. Používanou metodou pro rozdělení směsi kapalin na složky je destilace a rektifikace.

Destilace je pochod, při kterém se rozdělovaná kapalná směs ohřívá k bodu varu, a vzniklé páry se odebírají a kondenzují. Získává se tak kapalina odlišného složení než měla původní kapalná směs. Mnohonásobným opakováním tohoto pochodu lze dosáhnout vyšší čistoty produktu. V praxi je u velkotonážních výrob používána tzv. rektifikace. Při rektifikaci je výše uvedená destilační jednostupňová fázová rovnováha realizována v zařízení, umožňujícím vícenásobné opakování tohoto děje.

Destilace kapalných směsí je založena na různé těkavosti kapalin tvořících směs. Dojde-li k varu kapaliny, která je směsí vzájemně rozpustných složek v uzavřeném prostoru, jsou páry bohatší na těkavější složky než kapalina. Kondenzací těchto par získáme destilát bohatší na těkavější složky (s vyšším bodem varu). Z toho důvodu dojde v základní kapalině ke zvýšení koncentrace méně těkavých složek (s vyšším bodem varu).

Výše uvedené velmi zjednodušené popisy destilace a rektifikace je možné popsat blíže:

- **Jednoduchá destilace**

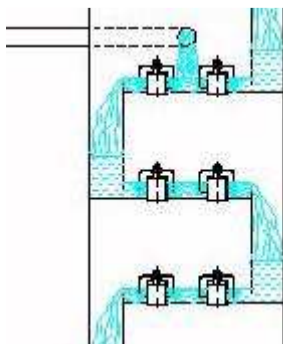
Rozdělují se směsi skládající se z těkavé látky a látky méně těkavé. Toto dělení probíhá na základě rozdílných bodů varu jednotlivých složek.

- **Rektifikace**

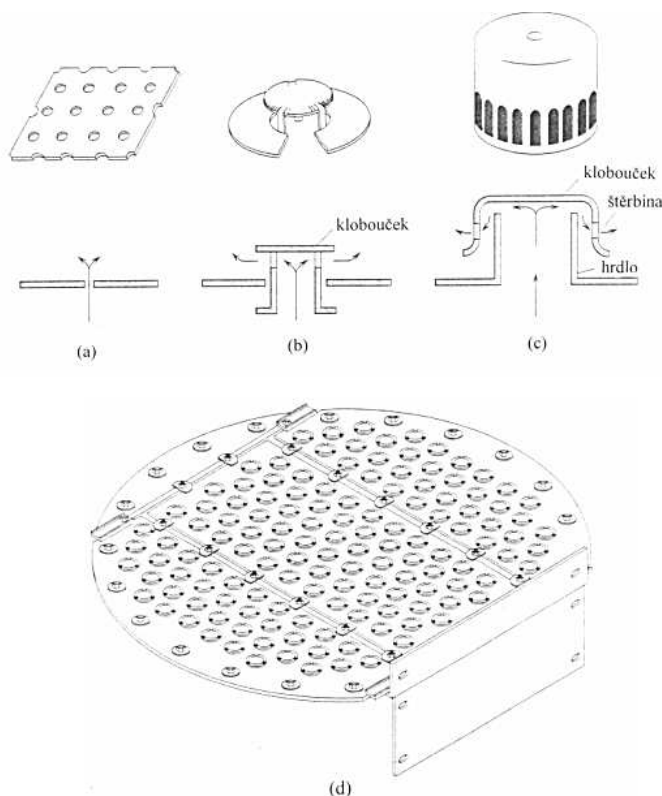
Způsob úplného rozdělení směsi vzájemně rozpustných kapalin. Rektifikace je destilace, při které odcházející páry přicházejí do styku s kapalinou stékající proti těmto parám (tzv. zpětný tok). Stékající kapalina vzniká kondenzací par zpětného toku. Rektifikace se provádí v protiproudých kolonách, v nichž zdola nahoru stoupají páry, a proti nim stéká dolů kapalina. Mezi kapalinou a parní fází, které jsou ve styku, nastává výměna energie a hmoty, čímž se páry postupující kolonou postupně obohacují těkavější složkou a kapalina, která stéká dolů, se obohacuje méně těkavou složkou. Kondenzací par vystupujících z kolony získáváme hotový produkt neboli destilát. Entalpicky viděno předávají páry z nižší úrovně kolony teplo kapalině vroucí při nižší teplotě ve vyšší úrovni destilační kolony. To je ovšem spojeno s překročením termodynamické limity, kterou je mimo tepelných ztrát bod varu. Toto teplo musí být dodáno nástřikem a především vařákem. Ze spodní části kolony je čerpána kapalina s vysokou koncentrací méně těkavé složky tzv. vařákový zbytek. Kapalina, která smáčí část kolony nad nástřikem, se nazývá zpětný tok nebo častěji reflux. Reflux je kondenzát par z hlavy kolony a kondenzuje v tzv. kondenzátoru refluxu. Páry ve

spodní části kolony jsou generovány topným zařízením – vařákem. Vařák dodává do celé kolony potřebné množství tepla.

Vzájemný styk kapaliny a páry proudící kolonou je zajištěn vodorovnými přepážkami (patry) nebo je pro tento styk využíváno takzvaných výplňových kolon. Patra mají pro průchod par o daném objemu výpočtem stanovený počet otvorů různého provedení. Každý tento výpočet odpovídá typu zvolené vestavby. Patra jsou opatřena přepadovou trubicí, která udržuje konstantní hladinu kapaliny na patře a tím, že je její spodní konec ponořený do kapaliny na nižším patře, zajišťuje hydraulický uzávěr pro průtok kapaliny. Tato funkce je znázorněna na Obr. 1. a některé typy pater na Obr. 2.



Obr. 1 (kloboučková patrová vestavba destilační kolony s naznačeným tokem kapalné fáze)



Obr. 2 (a)síťové patro, b)ventilové patro, c)kloboučkové patro)

Pod nejnižší patro kolony jsou přivedeny páry z vařáku a na nejvyšší patra kolony přitéká výše zmíněný zpětný tok (reflux). Výplňové destilační kolony, které

z technologického hlediska pracují stejně jako patrové, obsahují strukturovanou výplň například ve formě jemných ocelových sítí nebo volně ložená výplňová tělíska. Předností tohoto řešení je větší styčná plocha pro výměnu hmoty mezi jednotlivými fázemi. Tato výhoda s sebou však nese i značné nevýhody ve smyslu náchylnosti k zanášení a nárokům na rovnoměrnou distribuci směsi po celém průřezu kolony. Některé typy výplní jsou na Obr. 3.



Obr. 3 (Raschigovy kroužky, Pall kroužky, sedla Intalox)

U kontinuálně pracujících rektifikačních kolon dochází pod nástřikem k snižování koncentrace těkavější složky ze stékající kapaliny a v horní části k obohacování páry těkavější složkou. Páry procházející celou kolonou zespoda nahoru odcházejí do kondenzátoru. Část zkondenzovaných par se vrací do kolony jako zpětný chod, zbytek je odebírán jako produkt. Na každém patře či v sekcích výplňových kolon nastává výměna hmoty mezi parní a kapalnou fází. Část těkavější složky přechází přitom do parní fáze a část méně těkavé do fáze kapalně. Rozměry destilačních kolon jsou dány provozní kapacitou, ale obecně lze tvrdit, že poměr průměru kolony ku její výšce se pohybuje přibližně okolo 1:10. Destilační kolony s výškou přesahující 40 metrů tak nejsou ve světě výjimkou. Na Obr. 4 je pro ilustraci destilační jednotka pracující v lihovaru VRDY. [16]



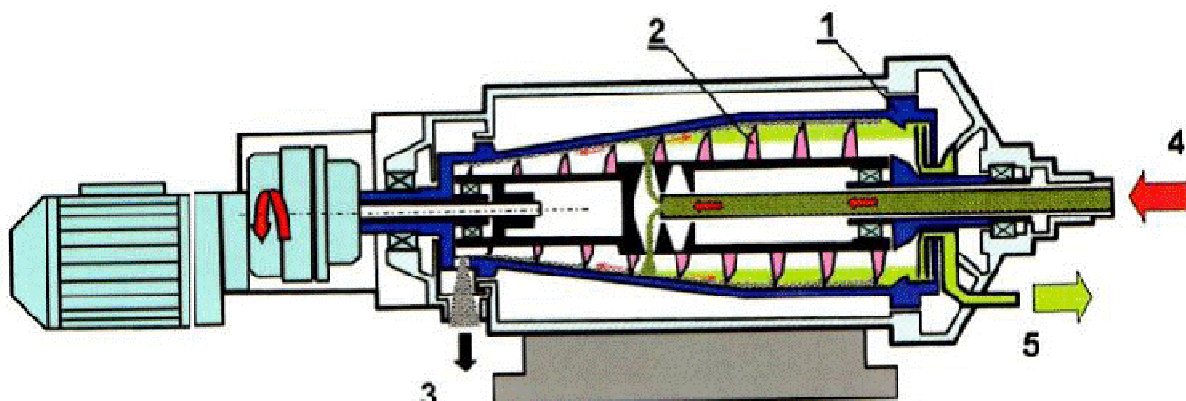
Obr. 4 (Destilační jednotka pracující v lihovaru VRDY)

3.2 Zpracování výpalků

V následujících kapitolách je řešeno zejména zpracování výpalků na výsledný produkt – DDGS. Tato surovina obsahuje v sušině zhruba 30% cukrů (glukanu a xylanu), 25% hrubého proteinu a 11,6% hrubého tuku. Díky těmto vlastnostem je DDGS hojně využíváno jako krmivo pro dobytek. [19]

3.2.1 Separace vlákniny

Dekantace vlákniny v dekantacních nádobách, kde dochází k odsazování pevných složek suspenze, je pro kontinuální zpracování výpalků nepoužitelná. Stejný princip, avšak s možností kontinuálního provozu nabízejí odstředivé dekantéry. Toto zařízení využívá k oddělení jednotlivých frakcí suspenze odstředivou sílu a různou hustotu oddělovaných složek. Směs je přiváděna do bubnu odstředivky, který rotuje a dochází tak k oddělení tuhé složky od složky kapalné. Těleso odparky tvoří dva souosé, kónicko-válcové bubny, které mají souhlasný smysl, ale rozdílnou rychlost otáčení. Diference úhlové rychlosti mezi bubny umožňuje funkci šnekového dopravníku pro tuhou složku, jak je to znázorněno na Obr. 5.[3]



Obr. 5 (1. buben dekantéru, 2. šnekový dopravník, 3. odvod kalů, 4. přívod směsi, 5. odvod kapaliny)

Směs je přiváděna přívodním potrubím do prostoru otáčejícího se vnitřního bubnu, odkud je odstředivou silou unášena směrem k plášti vnějšího bubnu. Působením odstředivé síly se těžší složky usazují na stěně vnějšího bubnu, odkud jsou posouvány šnekovým dopravníkem směrem ke kónické výsypné části dekantéru. Kapalná složka je odváděna druhým směrem.

Dekantační odstředivka je využívána v oblastech, kde je požadováno zbavit kapalinu pevných částic. Velikost částic se může pohybovat od 0,005 mm až do 15 mm.

Využití:

- Čistírny odpadních vod
- Cukrovary – čištění plavicích vod

- Úpravny rud – těžební odpady
- Asanační ústavy – čištění živočišného tuku
- Výroba nápojů
- Živočišná výroba – odvodnění exkrementů
- Geologický průzkum – vrtné odpady
- Papírny – čištění technologické vody
- Výroba rostlinných olejů – předčištění po vylisování
- Chemický průmysl

Výhody:

- Kontinuálně pracující zařízení
- Snadno zařaditelné do provozu
- Snížení nákladů oproti vysoušení
- Široké rozmezí velikosti zpracovávaných částic – 0,005 mm až 15 mm
- Nevzniká sekundární odpad [3]



Obr. 6 (Dekantační odstředivka) [4]



Obr. 7 (Dekantační odstředivky pracující v lihovaru VRDY)

3.2.2 Odparka

Pro kontinuální sušení či dělení dvou složek roztoku je běžně používána odparka. V těchto aparátech je možné roztok zahušťovat odpařováním rozpouštědla (zpravidla vody), separovat dvě kapaliny o značně odlišném bodu varu nebo zahušťovat roztok do té míry, že dojde k vypadávání krystalků rozpuštěné látky (krystalizační odparky).

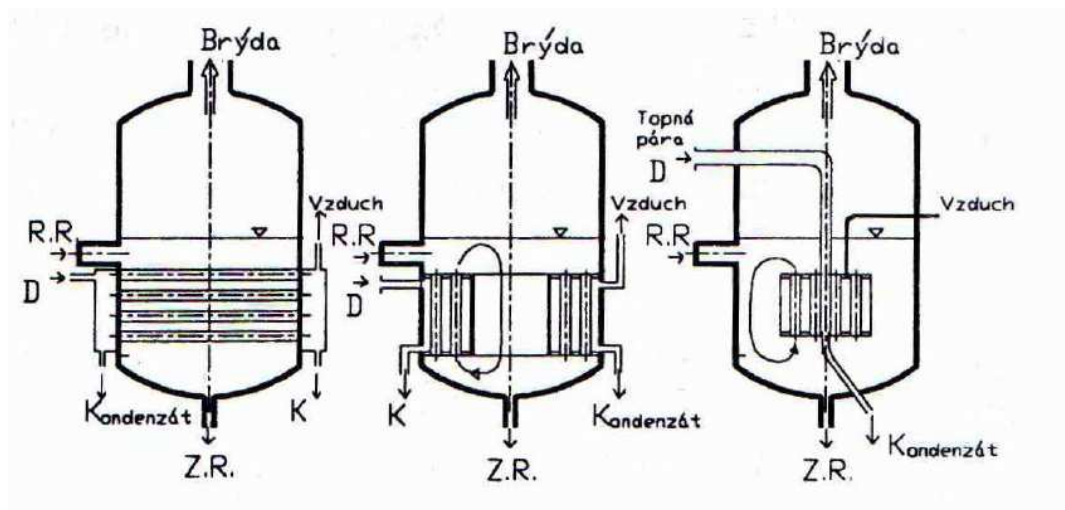
Odparky se používají k odpařování vody, jako první stupeň sušení například v mlékárenství, cukrovarnictví nebo právě při zpracování výpalků v lihovarnictví.

V jednostupňových odparkách je řídký roztok po předehřátí kondenzátem nebo zahuštěným roztokem dopravován do odparky dávkovacím čerpadlem, kde se dle typu odparky pohybuje a odpařují se z něj brýdové páry. Tyto páry jsou v deflegmátoru a separátoru zbaveny strhávaných kapek nebo pěny a pokračují do termokompresoru, kde se zhodnotí a vstupují znovu do procesu.

Při vícestupňovém zapojení se využívá různých pracovních tlaků jednotlivých stupňů odparky. Různých pracovních tlaků je dosaženo použitím vývěvy, která by měla být napojena tam, kde je nejvyšší koncentrace inertů, tj. v místě s nejnižší teplotou. Proto bývá napojena za kondenzátor brýdy v posledním stupni a vytváří v něm tak nejnižší tlak. Díky tlakovému rozdílu je pak možno přitápět ostrou parou jen v prvním stupni a další stupně jsou již topeny pouze brýdovými parami vždy předcházejícího stupně.

- **Odparka s vnitřní cirkulací**

Odparky mají různé vnitřní uspořádání. Historicky nejstarší jsou odparky s vnitřní cirkulací, které se dělí dle uspořádání topné soustavy na odparku s horizontální topnou soustavou, Robertovu odparku a košíkovou odparku na Obr. 8.



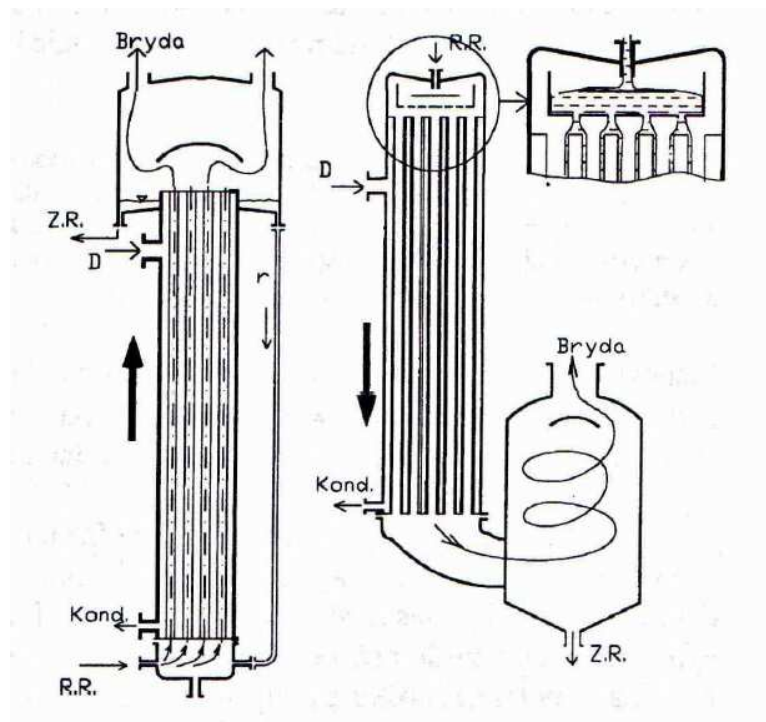
Obr. 8

V těchto odparekách roztok cirkuluje jen přirozenou konvekcí a jsou tudíž použitelné jen pro zahušťování nepříliš viskózních roztoků (max. cca 50 mPa.s). Mezi výhody těchto typů odparek patří provoz málo závislý na změně průtoku roztoku, poměrně snadná čistitelnost a malá náchylnost k zanášení. Relativní nevýhodou odparky s horizontálními trubkami je slabá cirkulace roztoku. U Robertovy odparky bývají problémy s rovnoměrnou distribucí topné páry na jednotlivé trubky.

Zásadní nevýhodou odparek s nenucenou cirkulací je dlouhá doba prodlení. Dlouhé doby prodlení znamenají dlouhou expozici zahušťované látky tepelným účinkům a její degradaci.

- **Odparka s filmem**

Naopak velice krátkých dob prodlení je dosahováno ve filmových odparekách. Tyto odparky jsou založeny na varu v dlouhých trubkách ($L/D > 150$), na kterých se vytváří na stěně tenký tekoucí film vroucí kapaliny a brýda protéká středem trubky. Díky využití tekoucího filmu se filmové odparky vyznačují vysokým součinitelem přestupu tepla a značným odparem již při prvním průchodu roztoku trubkou. Filmové odparky se dělí na dvě skupiny podle směru pohybu roztoku v trubkách a to na odparky se šplhajícím filmem a odparky s filmem klesajícím. Obě uspořádání jsou na Obr. 9.



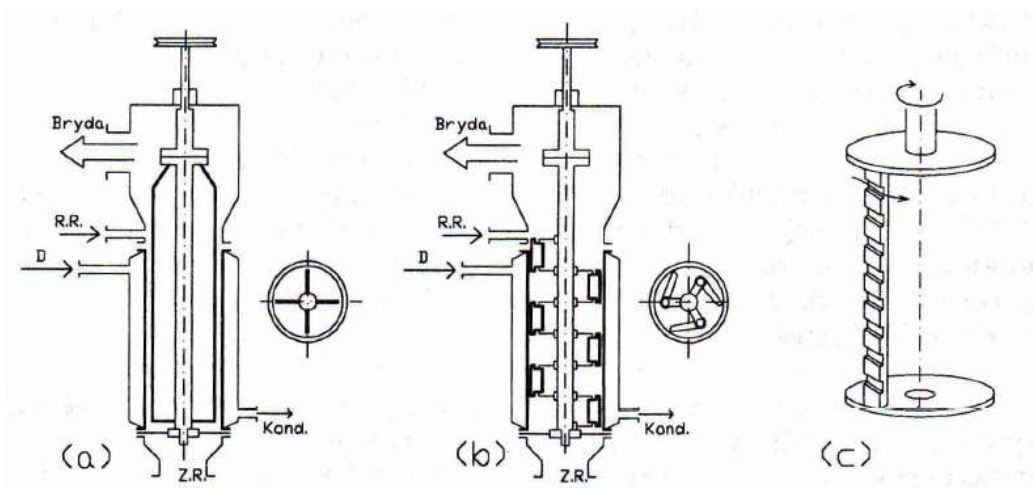
Obr. 9

Odparka se šplhajícím filmem je typická extrémně dlouhými trubkami (cca 12m) a vysokou rychlostí šplhajícího filmu (cca 20 m/s) a brýdové páry (cca 100 m/s). Optimální výška zaplavení varných trubek je zhruba 1/4 až 1/5 jejich výšky. Příliš vysoké zaplavení by způsobilo objemový var v trubkách a film by se ani nevytvořil, naopak příliš nízké zaplavení hrozí napékání tuhé fáze. Doba zdržení je v tomto případě do 10 s, ale potřeba relativně vysokého rozdílu teplot topné páry a odpařovaného roztoku $\Delta T > 14^\circ\text{C}$ staví tento starší typ filmové odparky do značné nevýhody.

Novější varianta filmové odparky díky klesajícímu filmu některé výše zmíněné nevýhody eliminuje. Rozdíl teplot topné páry a odpařovaného roztoku je $\Delta T > 2^\circ\text{C}$, což při vícestupňovém zapojení snižuje nároky na topnou páru. Klesající film také nemá tak vysoké požadavky na energii brýdových par, která je při nižších tlacích menší a nestačila by tak strhávat film směrem vzhůru, díky čemuž je odparka se šplhajícím filmem za nízkých tlaků nepoužitelná. Problematická je u odparek s klesajícím filmem rovnoměrná distribuce nastříkovaného řídkého roztoku. Tento problém se v praxi řeší použitím trysek, vysouváním trubek nad hladinu řídkého roztoku nebo použitím distributorů roztoku (perforované desky).

- **Filmové odparky s mechanicky stíraným filmem**

Pro vazké roztoky o viskozitě až 50 Pa.s. se používají filmové odparky s mechanicky stíraným filmem. V praxi jsou používány tři základní typy těchto odparek vyobrazené na Obr. 10.



Obr. 10 – Odparka Müller (a), Sambay (b), rotor odparky POPE (c)

Müllerova odparka vytváří na stěně film pomocí rovných lopatek s předem danou mezerou od pláště. Tato vzdálenost se pohybuje v mezích od 0,5 do 3mm, podle vlastností odpařovaného roztoku. Obvodová rychlost lopatek je v rozmezí 10-15m/s. Složitější mechanismus využívá odparka Sambay. Řídký roztok je nastřikován do tělesa odparky, kde jej výkyvné lopatky přitlačovány ke stěně odstředivou silou roztírají po stěnách a zahuštěný roztok klesá za pomoci gravitace dolů. Obvodové rychlosti jsou menší, zhruba 3-4 m/s. Odparky POPE pracují s šikmými drážkami na rotoru. Tyto drážky řízeně shrnují zahušťovaný film a dá se tak lépe ovládat doba prodlení pomocí změny otáček rotoru.

- **Vícestupňové odparky**

Vícestupňového uspořádání odparek je využíváno zejména kvůli zlepšení ekonomiky provozu. Brýdová pára z jednoho stupně odparky je používána pro topení v dalším stupni, ve kterém však musí být nižší tlak, aby bylo dosaženo varu. Počet stupňů odparky je dán tím, kolikrát je využito výparné teplo brýdové páry. Zapojení odparek ve smyslu průtoku odpařovaného roztoku může být buď paralelní, nebo sériové. Paralelní uspořádání se využívá zejména, jde-li o roztok, u kterého je očekávána tvorba krystalků a hrozí tak ucpání potrubí a armatur.

Odparky se dále dělí dle směru toku roztoku vůči směru toku topného média na souproudé a protiproudé. Výhoda souproudého uspořádání spočívá v nenuceném toku roztoku, který je ovšem v posledním stupni zahříván nejchladnějšími brýdovými parami. Toto řešení dosahuje vysokých hodnot viskozity ve finišeru (posledním stupni odparky) a tím i výrazného zhoršení přestupu tepla v tomto stupni.

Při protiproudém uspořádání je teplota ve finišeru nejvyšší. Hodnoty viskozity i přestup tepla se tím výrazně zlepší, avšak investiční i provozní náklady jsou větší díky nutnosti dopravy roztoku pomocí čerpadel ze stupně s nižším tlakem do stupně s tlakem vyšším.



Obr. 11 (Vícetupňová odparka pracující v lihovaru VRDY)

- **Použití termokompresoru a jeho zapojení**

Termokompresor obvykle odebírá páru z prvního stupně odparky, zhodnotí ji (zvýší její tlak a teplotu přidáním ostré páry obvykle v poměru 1:2 až 1:3) a využije ji k topení prvního stupně, ve kterém není kladen tak velký důraz na vysoké ΔT , protože je roztok ještě relativně řidký. Nevýhodou termokompresoru je poměrně malá účinnost a značná závislost na pracovních tlacích a průtocích.

Možností zapojení termokompresorů do jednotlivých stupňů odparek je více a je proto dobré analyzovat několik variant a vybrat si pro danou situaci tu nejlepší. Termokompresor nemusí být nutně zapojen na první stupeň a ohřívat si tak topné médium jen pro sebe. Mnohokrát se již osvědčila koncepce zapojení termokompresoru mezi druhý a třetí či třetí a čtvrtý stupeň. Výhodou tohoto zapojení je ovlivnění i předcházejících stupňů odparky a ne jen jednoho. Toto řešení s sebou přináší provozní úspory, avšak pořizovací náklady jsou větší, díky nutnosti zvýšené teplotě topného média úměrně zvětšit teplosměnnou plochu aparátu.

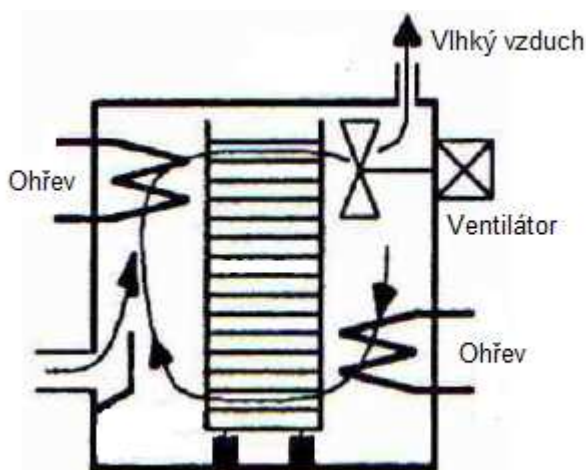
3.2.3 Sušárna

Sušárny jsou aparáty, do kterých je přiváděna energie ve formě tepla za účelem odstranění vlhkosti vypařováním či sublimací. Konstrukce sušáren je pro různé materiály rozdílná, je však možné je rozdělit podle způsobu přívodu energie na konvekční, kontaktní, mikrovlnné a radiační nebo podle způsobu provozu na vsádkové (periodické) a kontinuální. [6,8]

- **Konvekční sušení**

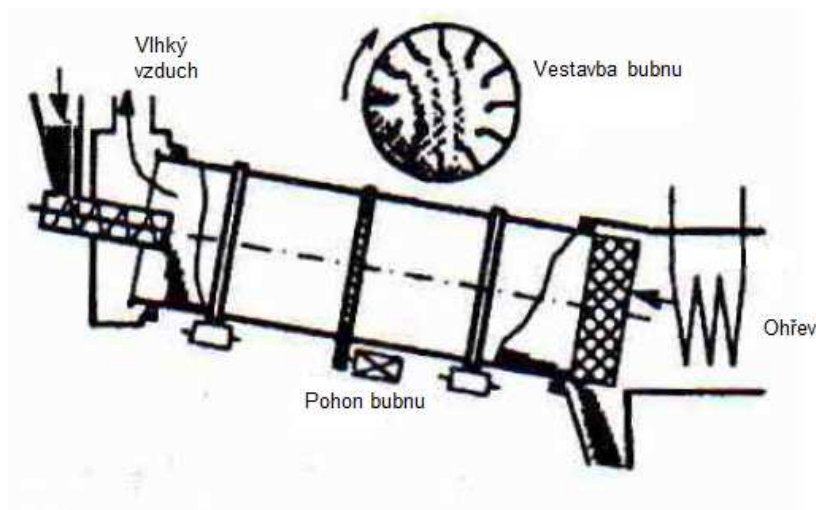
Konvekční sušení je v praxi nejrozšířenější metodou sušení. Teplo je do oblasti sušení přiváděno ve formě proudícího plynu, který je se sušeným materiálem v bezprostředním styku. Jako nosné médium bývají používán horký vzduch, spaliny a podobně. [6]

Příklady konvekčních sušiček:



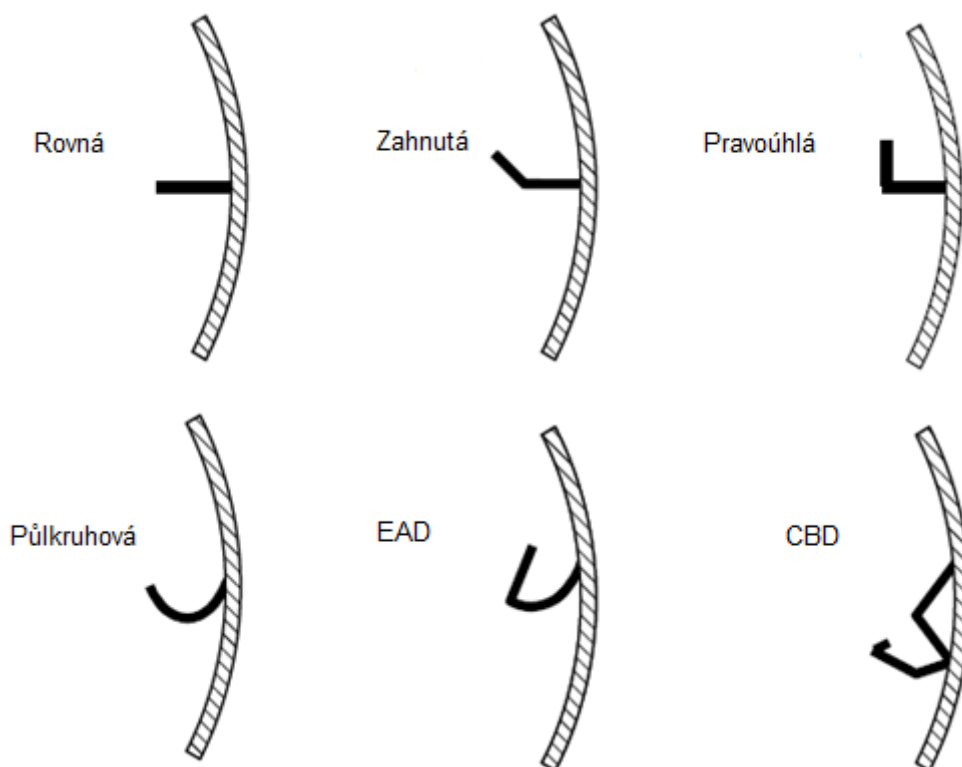
Obr. 12 (Ofukovaná nehybná vrstva v sušící komoře)

Komorové sušárny se používají pro sušení s převládajícím vnitřním difuzním odporem jako je například ovoce, bobuloviny, zelenina a maso. Toto řešení má několik modifikací využívajících například pásový dopravník, díky kterému se stane z vsádkové sušárny sušárna kontinuální. Další možností jsou upravené sušicí desky, které umožňují prostup sušícího média skrz médium sušené a tím lepší přenos tepla.



Obr. 13 (Bubnová sušárna)

Pro bubnovou sušárnu je charakteristický rotující buben s mírným sklonem, který podporuje pohyb materiálu při sušení. Pohybu materiálu uvnitř bubnu a jeho přesypání napomáhá i vestavba bubnu, která může mít různé tvary znázorněné na Obr. 14. [8]



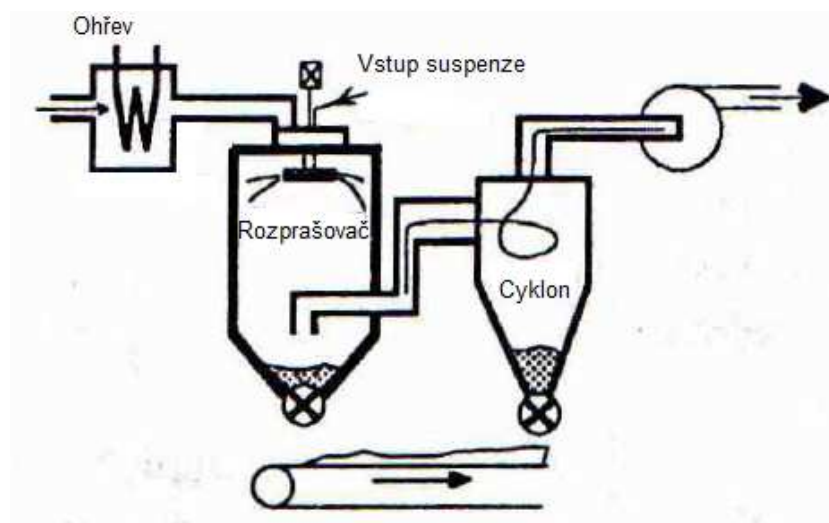
Obr. 14 (Typy vestaveb bubnových sušiček) [7]

Tyto vestavby přesypají sušené médium přes střed bubnu, kde dochází k důkladnému kontaktu s proudem sušícího vzduchu. Bývají od sebe vzdáleny 0,6 až 2 m a jejich tvar je určen podle vlastností sušeného média. Rovné vestavby jsou navrženy pro lepidlo a celkově vlhčí materiály na začátku bubnu. Půlkruhová vestavba je naopak vyvinuta pro sušší materiály na konci bubnu

a je upřednostňována před zahnutou a pravoúhlou vestavbou díky své jednodušší výrobě. [7]



Obr. 15 (Bubnová sušárna a její kotel pracující v lihovaru VRDY)



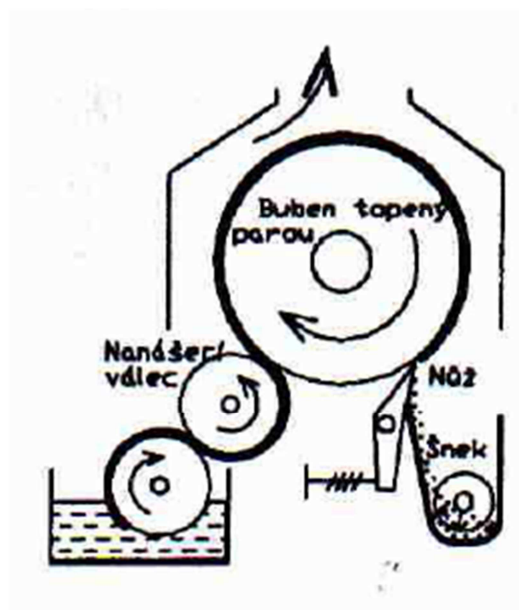
Obr. 16 (Rozprašovací sušárna)

V rozprašovací sušárně je sušené médium rozprašováno tryskami či rotujícím diskem. Takto rozprášené médium se mísí s horkým vzduchem, dochází k přestupu tepla a odpařování. Jak je patrné již z Obr. 16, fungují rozprašovací sušárny většinou v souproudé variantě. Jako opatření proti únosu lehkých částic je za rozprašovačem zařazen cyklon. Rychlost kapek o průměru 10 až 100 μm je přibližně 150 m/s. Tento typ sušáren se využívá zejména na sušení mléka, vajec, zmrzlinových směsí, dětské výživy, ovocné šťávy, škrobu, glukózy, masových extraktů, kávy, kakaa, barvv, plastů, léčiv a mycích prášků

- **Kontaktní sušení**

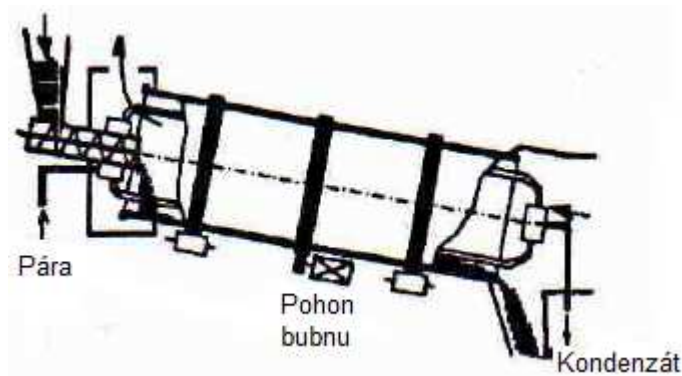
Kontaktní sušení probíhá kondukčním přenosem tepla na sušený materiál z vyhřívané plochy. Vyhřívanou plochu může představovat svazek trubek nebo plášť nádoby. Při kontaktním sušení bývá často využíváno nízkých tlaků a jednotka tak může pracovat za nižších teplot. [6]

Příklady kontaktních sušiček:



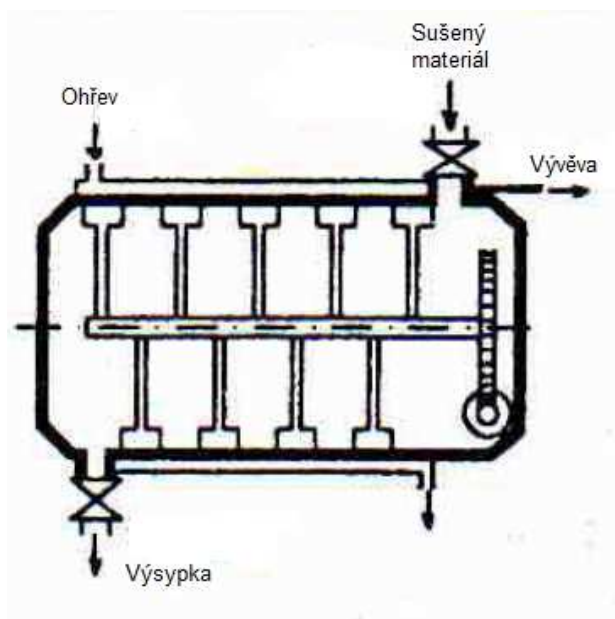
Obr. 17 (válcová sušárna)

Ve válcové kontaktní sušárně na Obr. 17 je sušený materiál nanášen na topený buben například pomocí válečků nebo rozstříkem. U dvouválcového provedení může být suspenze nalévána přímo do prostoru mezi válci. Válcové sušárny pracují obvykle za atmosférického tlaku. Doba sušení se pohybuje v rozmezí 2 až 10 s při tloušťce vrstvy do 0,5 mm. Toto řešení se využívá zejména pro pastovité či kapalné látky, kvasnice, dětskou výživu, ovocné vločky, zeleninové vločky a krmiva.



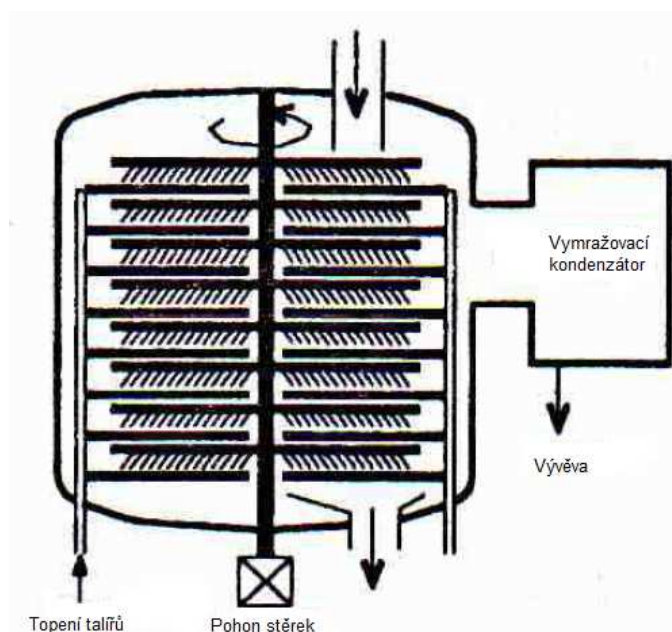
Obr. 18 (Bubnová sušárna)

Uspořádání Bubnové kontaktní sušárny je podobné jako u sušárny konvektivní. Rozdíl spočívá v přívodu energie. Uvnitř bubnu jsou trubky topené parou, které rotují společně s bubnem, což vyžaduje vést páru i kondenzát rotačními rozvaděči. Bubnová sušárna se používá pro křehké krystalické materiály a polymery.



Obr. 19 (Lopatková sušárna)

U lopatkové sušárny je topen vnější plášť sušárny a lopatky zajišťují promísení sušeného materiálu. Používá se k sušení barev, práškových kovů, acetátu celulózy a škrobu.



Obr. 20 (Sublimační sušárna)

Sušený materiál je pro sublimační sušárnu potřeba nejprve zmrazit. Aby nedocházelo k poškození struktury buněk, je používána vysoká rychlost zmrazování, při které se tvoří malé ledové krystalky. Mrazí se proudem vzduchu, chlazením kontaktních ploch, kapalnými plyny nebo vakuovým chlazením. K sublimaci dochází při topení kontaktních ploch, které by nemělo dosáhnout teploty tání ledu. Pracovní tlak je u sublimační sušárny 10 až 100 Pa. Takto prováděné sušení je díky změnám skupenství energeticky i investičně velice náročné a používá se tak jen pro produkty, u kterých je

kladen veliký důraz na kvalitu zpracování. Mezi produkty sušené na těchto typech sušáren patří například čaj, káva, krevní plasma, ovoce, zelenina, luštěniny, zeleninové šťávy a houby. [8]

3.2.4 Využití sušených výpalků

Pro podmínky České Republiky lze vybírat z více plodin, ale svým potenciálem, požadavky na podnebí a výživovou hodnotou se jeví kukuřice jako nejvýhodnější plodina pro proces destilace a následného sušení výpalků. Z tuny kukuřice vzniká zhruba 360 litrů bioetanolu a 300 kg sušených výpalků. Zpracované výpalky jsou navíc díky šetrnému procesu sušení, při kterém zůstává v sušině velké množství živin použitelné i jako krmivo pro monogastrička zvířata a ne jen pro skot. Rozdíly ve zpracování výpalků jsou patrné pouhým okem, jak to můžeme vidět na Obr. 21. Tmavé DDGS bylo vystaveno vysokým teplotám a je u něj horší stravitelnost než u DDGS barvou blížící se žluté. [10] [11]



Obr. 21 (rozdíl ve kvalitě zpracování DDGS)

Celková metabolizovatelná energie DDGS	13013 kJ/kg
Dusíkaté látky	29,6 %
Hrubý tuk	10,8 %
Lyzin, celkem	1,02 %
Fosfor, celkem	0,92 % [13]

- **DDGS ve výživě skotu**

DDGS je pro skot využíváno jako potrava v hojné míře. Dojnicím prospívá jako dobrý zdroj dusíkatých látek a jsou schopny bez vlivu na příjem sušiny, mléčnou produkci, procentuální podíl mléčného tuku a bílkovin konzumovat až 20% DDGS v krmné směsi. Pro jalovice může být poměr DDGS k příjmu sušiny až 40%, při kterém je dokonce dosahováno zlepšení míry růstu a konverze krmiva. Pro masný skot je DDGS využíváno jako zdroj kvalitního proteinu s nízkým obsahem škrobu a vysokém obsahu vlákniny. Při 20%

podílu v krmné směsi navíc DDGS působí jako dobrý zdroj dodatečného tuku. [2,14]

- **DDGS ve výživě prasat**

Prasata mohou DDGS zkrmovat pouze za předpokladu, že obsahuje více než 2,8% lyzinu vázaného k hrubému proteinu. DDGS s nižším obsahem lyzinu je pro prasata špatně stravitelné. Diety by také měly být formulovány na základě stravitelného fosforu. 10% DDGS ve stravě pak může nahradit 4,25% sójového šrotu a 5,7% kukuřice. Doporučená dávka DDGS je největší pro prasnice v březosti a to 40%. Pro ostatní kategorie prasat je doporučený poměr DDGS 20% až na selata do stáří dvou týdnů, která by měla DDGS zkrmovat v co nejmenší míře.

Jateční výtěžnost u prasat, jejichž skladbu potravy tvořilo z části kukuřičné DDGS je tématem 18 výzkumů. V deseti z nich nebyly zjištěny žádné rozdíly mezi běžnou stravou a použitím DDGS. V osmi experimentech byl naopak zjištěn pokles jateční výtěžnosti. Tato nekonzistence výsledků experimentů může být způsobena odchylkami v kvalitě krmného DDGS, které se vyskytují nejen mezi různými zpracovateli, ale také vykazují je i jednotlivé šarže jednoho provozu. [12]

- **DDGS ve výživě drůbeže**

Pro krmení drůbeže se doporučuje následující dávkování kvalitního DDGS

Brojleři	6-9	% ve starterovém období
	12-15	% ve fázi výkrmu
Nosnice	10	% během vrcholu snášky
	15	% po vrcholu snáškového období
Krůty	5	% ve starterovém období
	15	% ve fázi výkrmu

U nosnic má DDGS významný vliv na barvu žloutku a hmotnost vejce. Pokusy provedené na univerzitě v Nebrasce přinesly následující výsledky. Při obsahu 25% DDGS v krmné směsi stoupla intenzita barvy žloutku na hodnotu 7,2 Roche měřítko. Při stejném složení krmné směsi však vážilo jedno vejce 59 g což je oproti hmotnosti vejce u slepic, které nebyly krmeny stravou s podílem DDGS hodnota o 1,6 g nižší. [12]

- **DDGS jako vstupní surovina při výrobě bioplynu**

Energie získaná přímým spalováním sušiny výpalků se pohybuje v rozmezí 16 - 18 MJ/kg. Při výrobě bioplynu lze z 1 kg sušiny získat 0,37 - 0,72 m³ bioplynu s průměrnou výhřevností 22 MJ/m³. Vlastní bioplynová stanice

pracuje na principu řízené anaerobní metanové fermentace. Tento proces je charakterizován jako rozklad biologicky rozložitelné organické hmoty směsnou kulturou mikroorganismů bez přístupu vzduchu. Výstupními produkty jsou bioplyn a stabilizovaný organický substrát, který je z hygienického a senzorického hlediska nezávadný pro prostředí. [17]

V prvním stádiu rozkladu (tzv. hydrolýze) jsou rozkládány rozpuštěné i nerozpuštěné makromolekulární organické látky (polysacharidy, lipidy, proteiny) na nízkomolekulární látky rozpustné ve vodě. Tento proces se děje za pomoci extracelulárních hydrolytických enzymů produkovaných hlavně fermentačními bakteriemi. Produkty hydrolýzy jsou během druhé fáze (tzv. acidogeneze) rozkládány dále na jednodušší organické látky (těkavé organické kyseliny, alkoholy, CO_2 , H_2). Fermentací těchto látek se tvoří řada konečných redukováných produktů. Při nízkém parciálním tlaku vodíku je produkována kyselina octová, CO_2 a H_2 . Při vyšším parciálním tlaku vodíku jsou tvořeny vyšší organické kyseliny (mléčná, mravenčí, etanol a podobně). Ve stádiu acetogeneze probíhá oxidace těchto látek na kyselinu octovou. V poslední fázi (tzv. metanogenezi) dochází ke tvorbě metanu pomocí metanogenních mikroorganismů, jejichž substrátem jsou jednoduhlíkaté látky (metanol, kyselina mravenčí, methylaminy, CO_2 , H_2 , CO a kyselina octová). Vyprodukovaný bioplyn je směsí CH_4 , CO_2 , H_2 , N_2 a H_2S , z čehož největší podíl tvoří z 55-70% CH_4 (metan) s výhřevností 18-26 MJ/m³. [18]

- **Skladování DDGS**

Jedna z hlavních výhod DDGS s vysokým obsahem sušiny je oproti lihovarským výpalkům (cca 5% sušiny) ve skladování. Mokrý lihovarský výpalek rychle podléhá zkáze a je tak potřeba rychle řešit jejich zpracování (například ve výše zmíněných bioplynových stanicích). Usušené výpalky lze naopak díky nízkému obsahu vody skladovat na suchém místě volně ložené nebo v silu až po dobu 6 měsíců.

4 BILANČNÍ A NÁVRHOVÉ VÝPOČTY ZPRACOVÁNÍ VÝPALKŮ Z VÝROBY ETHANOLU

Bilance výroby ethanolu byla řešena v bakalářské práci (AUDY, D. Energetická spotřeba rovnotlaké a různotlaké destilace technického lihu. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2013. 33 s. Vedoucí bakalářské práce doc. Ing. Quido Smejkal, Ph.D.). Technologické schéma zmíněné práce je přiloženo jako příloha 2. Při výpočtech zpracování výpalků bylo využito základních vztahů a obecných rovnic pro energetickou a hmotovou bilanci vstupních a výstupních proudů vycházejících ze zákonů zachování hmoty a energie:

$$\sum m_i = \sum m_o \quad (3)$$

$$\sum Q_i = \sum Q_o \quad (4)$$

$$Q = m \cdot c_p \cdot (T_f - T_i) \quad (5)$$

$$m = m_a \cdot X_a + m_b \cdot X_b \quad (6)$$

[15]

Pro lepší orientaci je práce doplněna přílohou 1, která shrnuje výsledky níže řešených bilančních výpočtů do přehledného technologického schématu.

4.1 Dekantace

Prvním krokem při zpracování lihovarnických výpalků je separace vlákniny. K tomuto procesu dochází v dekantačních odstředivkách. Hmotnostní podíl vlákniny se pro lihovarské obilní výpalky pohybuje v rozmezí 0,5 - 1%. Produktem dekantace je separovaná vláknina s obsahem sušiny 20 – 25%.

Při výběru dekantérů bylo zohledněno množství výpalků a jejich hustota. Katalogové hodnoty některých odstředivých dekantérů totiž upřednostňují objemový průtok před hmotnostním.

Byly vybrány dva dekantéry o jednotkové kapacitě 4 m³/hod. o celkové pracovní spotřebě 14kW.

4.2 Odpařovací stanice

Pro zahušťování obilních výpalků byla volena vícestupňová odparka se splývajícím filmem topená parou poháněným termokompresorem. Jako finišer byla vybrána odparka cirkulační s nucenou cirkulací sušeného materiálu. Při bilancování však bylo nutné provést základní ekonomickou rozvahu kvůli určení, zda je výhodnější použít dvoustupňovou či třístupňovou variantu odparky. Byly tedy spočteny obě řešení a pro každé byla stanovena přibližná cena realizace. Následně bylo z vypočtených hodnot energetických nároků zvoleno příznivější řešení s ohledem na návratnost zařízení. Výsledky, výpočet i volba počtu stupňů odparky se nachází v následujících kapitolách.

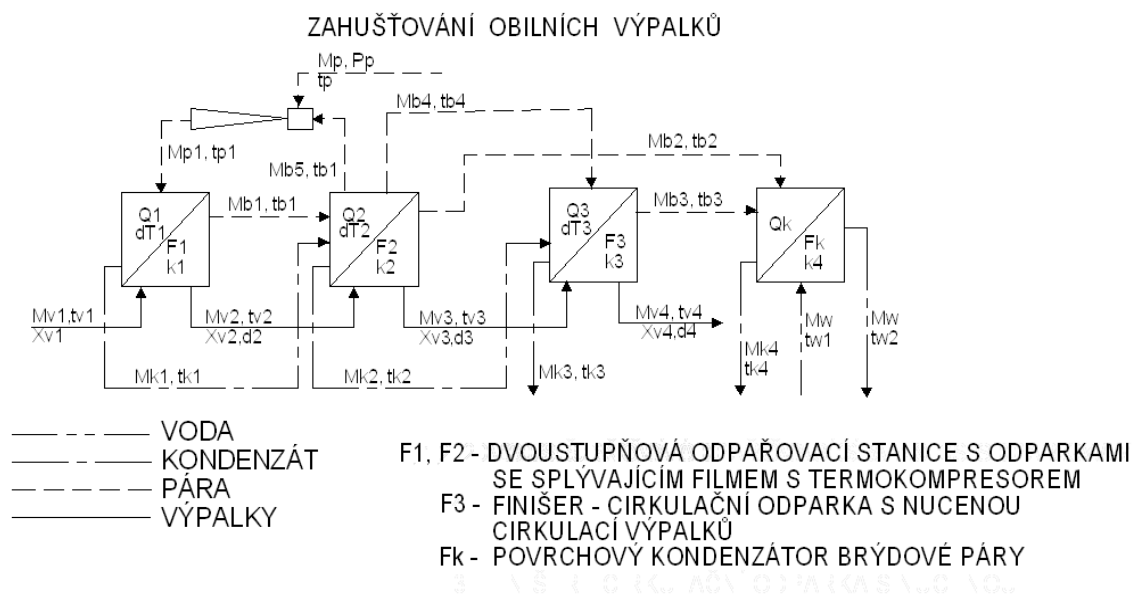
Obilní výpalky mají charakter roztoku či suspenze organických látek a proto je nutno zahuštění v odpařovací stanici provádět při teplotách varu do 90°C a při teplotě topné páry max. 100°C. Vzhledem k předchozímu procesu v záparové koloně jsou to teploty pro bezpečný provoz odpařovací stanice.

Se zvyšující se koncentrací sušiny ve výpalcích prudce roste jejich dynamická viskozita a zejména při nízkých teplotách varu (kolem 50°C) dochází k enormnímu poklesu součinitele přestupu tepla za varu výpalků. Proto je ve výpočtu počítáno s nejnižší teplotou varu výpalků 60°C.

Zahuštění obilních výpalků je na trubkových odparkách limitováno koncentrací sušiny 24 hm%. Pro vyšší koncentraci sušiny vzhledem k vysoké dynamické viskozitě koncentráту je dosahováno velmi nízkých hodnot součinitele prostupu tepla, které nejsou reálné pro návrh provozní odpařovací stanice.

Dvoustupňová odpařovací stanice je tvořena odparkami, pracujícími na principu splývajícího filmu, finišer je koncipován jako cirkulační odparka s nucenou cirkulací výpalků. [20]

4.2.1 Dvoustupňová odpařovací stanice



Obr. 22 (Schéma dvoustupňové odpařovací stanice)

Značení

M	kg/h	průtok - hmotnostní
P	kPa	absolutní tlak
t	°C	teplota
X	hm%	koncentrace sušiny
F	m ²	teplosměnná plocha
k	W/m ² K	součinitel prostupu tepla
Q	kW	teplo
ΔT	K	rozdíl teplot
r	kJ/kg	výparné teplo
C	J/kgK	měrné teplo

Indexy

v	výpalky
p	pára
b	brýdová pára
k	kondenzát
w	voda
s	sušina

Jak vyplývá z Obr. 22 a značení proudů, byl vstup výpalků do odpařovací stanice označen jako proud Mv1. Analogicky jsou výpalky vedeny mezi jednotlivými stupni odparky proudy s označením Mv2, Mv3, až po výstup z dvoustupňové odpařovací stanice s označením Mv4. Dle stejných pravidel jsou značeny i proudy kondenzátu (Mk1,2,3,4), brýdových par (Mb1,2,3,4) a topné páry (Mp, Mp1). Třístupňová odpařovací stanice se liší jen v použití tří stupňů filmové odparky. Logika značení zůstává pro obě řešení stejná.

Parametry vstupu

Množství nástřiku	$M_{v1} =$	7000 kg/h
Teplota nástřiku	$t_{v1} =$	74 °C
Koncentrace sušiny	$X_{v1} =$	4,1 hm%

Pracovní podmínky stanovené pro výpočet

Teplota topné páry 1. stupně	$t_{p1} =$	98 °C
Teplota brýdy 2. stupně a finišeru	$t_{b2} = t_{b3}$	60 °C
Koncentrace sušiny v 2. stupni	$X_{v3} =$	16,5 hm%
Koncentrace sušiny ve finišeru	$X_{v4} =$	24 hm%

Podmínky stanovené dle vlastností výpalků

Nejnižší teplota varu	$t_{vmin} =$	60 °C	
Měrného teplo vodního kondenzátu	$C_w =$	4198 J/kgK	pro 90°C
		4190 J/kgK	pro 75°C
Výparné teplo	$r =$	2298,7 kJ/kg	
Měrné teplo sušiny	$C_s =$	2200 J/kgK	

Provozní poměry termokompresoru byly vypočítány dle oborové normy CVS 69 5106 „Termokompresor brýdových par“ pro následující podmínky.

Provozní podmínky termokompresoru

Tlak hnací páry	$P_p =$	1 Mpa	
Teplotní spád 1. stupně	$\Delta T_1 =$	13 K	
Směšovací poměr	$m =$	1,37 kg/kg	brýd/hnací páry

Hmotová bilance dvoustupňové odparky

Odpařovací výkon dvoustupňové odparky

$$M_b = M_{b1} + M_{b2} = M_{v1} \cdot \left(1 - \frac{X_{v1}}{X_{v3}}\right) = 5260,6 \text{ kg/h} \quad (7)$$

Hmotnostní průtok koncentráту s 16,5% sušiny

$$M_{v3} = M_{v1} - M_b = 1739,4 \text{ kg/h} \quad (8)$$

Pro využití entalpie topné páry je kondenzát převeden vždy do odparky s nižší pracovní teplotou. Odborným technickým odhadem bylo pro bilancování přínosu expanze kondenzátů provedeno rozdělení odparů dvoustupňové odpařovací stanice v poměru 4 : 1,5. [20]

Rozdělení odparů stupňů odpařovací stanice

$$M_{b1} : M_{b2} = 4 : 1,5 \quad m_b = \frac{M_b}{5,5} = 956,5 \text{ kg/h} \quad (9)$$

$$M_{k1} = M_{b1} = 4 \cdot m_b = 3825,9 \text{ kg/h} \quad (10)$$

$$M_{b2} = 1,5 \cdot m_b = 1434,7 \text{ kg/h} \quad (11)$$

$$M_{k2} = M_{k1} + M_{b2} = 5260,6 \text{ kg/h} \quad (12)$$

Ovlivnění hmotové bilance odpařování ohřevem vstupního proudu výpalků je do výpočtu hmotové bilance první odparky zahrnuto. První odparka redukuje proud výpalků na méně než polovinu, což v kombinaci s nízkým teplotním spádem na 1. odparce umožňuje přínos expanze výpalků ve druhé odparce na přesnost výpočtu zanedbat.

Měrné teplo výpalků pro 4,1% sušiny

$$C_v = C_w * 95,9\% + C_s * 4,1\% = 4108,41 \text{ J/kgK} \quad (13)$$

Zvýšení bodu varu výpalků s rostoucí koncentrací sušiny, teploty varu, teploty brýd

$\Delta 2 =$	0,8 K	$t_{v2} =$	85 °C	$t_{b1} =$	84,2 °C
$\Delta 3 =$	1,5 K	$t_{v3} =$	61,5 °C	$t_{b2} =$	60 °C
$\Delta 4 =$	2 K	$t_{v4} =$	62 °C		

Účinný teplotní spád odpařovací stanice bez zvýšení bodu varu výpalků

$$\Delta T = t_{p1} - t_{b3} - \Delta_2 - \Delta_3 = 35,7 \text{ K} \quad (14)$$

Rozdělení účinného teplotního spádu na odparkách odpařovací stanice je nepřímě úměrné klesající velikosti součinitele přestupu tepla s koncentrací sušiny a musí respektovat i shora uvedenou diferenci odpařovacího výkonu odparek. Celkový účinný teplotní spád odpařovací stanice 37,5 K je tedy rozdělen pro bilancování přínosu entalpie kondenzátu na hodnoty uvedené níže.

Rozdělení účinného teplotního spádu pro bilancování přínosu entalpie kondenzátu

$\Delta T_1 =$	13 K
$\Delta T_2 =$	22,7 K

Po zanedbání rozdílnosti výparného a kondenzačního tepla v jedné odparce, která činí méně než 1%, platí tyto vztahy:

Odpařovací výkon finišeru

$$M_{b3} = M_{v3} \cdot \left(1 - \frac{X_{v3}}{X_{v4}}\right) = 543,6 \text{ kg/h} \quad (15)$$

$$t_{k2} = t_{p1} - \Delta T_1 \quad (16)$$

$$t_{k3} = t_{b1} = t_{p1} - \Delta T_1 \quad (17)$$

$$t_{k2} = t_{k3} \quad (18)$$

$$M_{b4} = M_{b3} = 543,6 \text{ kg/h} \quad (19)$$

Pro první odparku platí následující rovnice, ze kterých je následně možno vyjádřit a dopočítat zbylé neznámé:

$$M_{b5} = M_{p1} \cdot \frac{m}{(1+m)} \quad (20)$$

$$t_{v2} = t_{p1} - \Delta T_1 \quad (21)$$

$$M_{k1} = M_{p1} = M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{v2} - t_{v1}}{r} \quad (22)$$

$$M_{b5} = \left(M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r}\right) \cdot \frac{m}{(1+m)} \quad (23)$$

$$M_{b1} + M_{k1} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} = M_{b1} + \left(M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r}\right) \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} \quad (24)$$

$$M_{b1} + \left(M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r}\right) \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} = M_{b2} + M_{b4} + M_{b5} \quad (25)$$

$$M_{b1} = \frac{\left(M_{b4} + m \cdot M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r \cdot (1+m)}\right) + M_{b2} - \left(M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r}\right)}{\left(1 + C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} - \frac{m}{(1+m)}\right)} \quad (26)$$

$$M_b = M_{b1} + M_{b2} \quad (27)$$

$$M_b = \frac{\left(M_{b4} + m \cdot M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r \cdot (1+m)}\right) + M_{b2} - \left(M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r}\right)}{\left(1 + C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} - \frac{m}{(1+m)}\right)} + M_{b2} \quad (28)$$

Výsledky

Pára

$M_{b5} =$	2430,9 kg/h
$M_{b4} =$	543,6 kg/h
$M_{b3} =$	543,6 kg/h
$M_{b2} =$	1193,0 kg/h
$M_{b1} =$	4067,6 kg/h
$M_{p1} =$	4205,2 kg/h
$M_p =$	1774,4 kg/h

Kondenzát

$M_{k1} =$	4205,2 kg/h
$M_{k2} =$	5298,4 kg/h
$M_{k3} =$	5841,9 kg/h
$M_{k4} =$	1736,6 kg/h

Výpalky

$M_{v1} =$	7000 kg/h
$M_{v2} =$	2932,4 kg/h
$M_{v3} =$	1739,4 kg/h
$M_{v4} =$	1195,8 kg/h

Koncentrace sušiny

$X_{v1} =$	4,1 hm%
$X_{v2} =$	9,8 hm%
$X_{v3} =$	16,5 hm%
$X_{v4} =$	24,0 hm%

Bilance chladicí vody

Hmotnost kondenzující páry	$M_{pk} = M_{b2} + M_{b3} =$	1736,6 kg/h	(29)
Vstupní teplota chladicí vody	$t_{w1} =$	27 °C	
Výstupní teplota chladicí vody	$t_{w2} =$	40 °C	
Kondenzační teplota	$T_k =$	60 °C	
Výstupní teplota kondenzátu	$t_k =$	40 °C	
Měrné teplo	$C_w =$	4173,4 J/kgK	
Kondenzační teplo páry pro 60°C	$r_k =$	2358,4 kJ/kg	
Hmotnost chladicí vody			

$$M_w = \frac{M_{pk} \cdot r_k + M_{pk} \cdot C_w \cdot (T_k - t_k)}{C_w \cdot (t_{w2} - t_{w1})} \quad (30)$$

Hmotnost chladicí vody	$M_w =$	78159 kg/h
------------------------	---------	-------------------

Závislost fyzikálních parametrů na teplotě kondenzátu brýdové páry do 100 °C

$$\text{Výparné teplo:} \quad r = 2486160 - 2018,9 \cdot t - 3,1535 \cdot t^2 \quad (31)$$

$$\text{Měrné teplo:} \quad C = 4184,18 - 0,93 \cdot t + 0,0124 \cdot t^2 \quad (32)$$

Hmotnost kondenzující brýdové páry

$$\text{Odparka 1} \quad M_{kbp1} = M_{k1} = 4205,2 \text{ kg/h}$$

$$\text{Odparka 2} \quad M_{kbp2} = M_{k2} - M_{k1} = 1093,2 \text{ kg/h}$$

$$\text{Finišer} \quad M_{kbpf} = M_{k3} - M_{k2} = 543,6 \text{ kg/h}$$

$$\text{Kondenzátor} \quad 1736,6 \text{ kg/h}$$

$$\text{Tepelný tok v odparce} \quad Q_i = M_{kbp1} \cdot r_i / 3600 \quad (33)$$

$$\text{Účinný teplotní spád na ploše odparky} \quad \Delta T_i = t_{pi} - t_{vi} \quad (34)$$

$$\text{Velikost teplosměnné plochy odparky} \quad F_i = Q_i / (k_i \cdot \Delta T_i) \quad (35)$$

Pro dostatečné vychlazení inertů pro vodokružnou vývěvu je z provozních poznatků vhodné volit hodnotu součinitele prostupu tepla pro kondenzátor $k = 700 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Ostatní součinitele přestupu tepla jsou voleny dle experimentálních měření.[20]

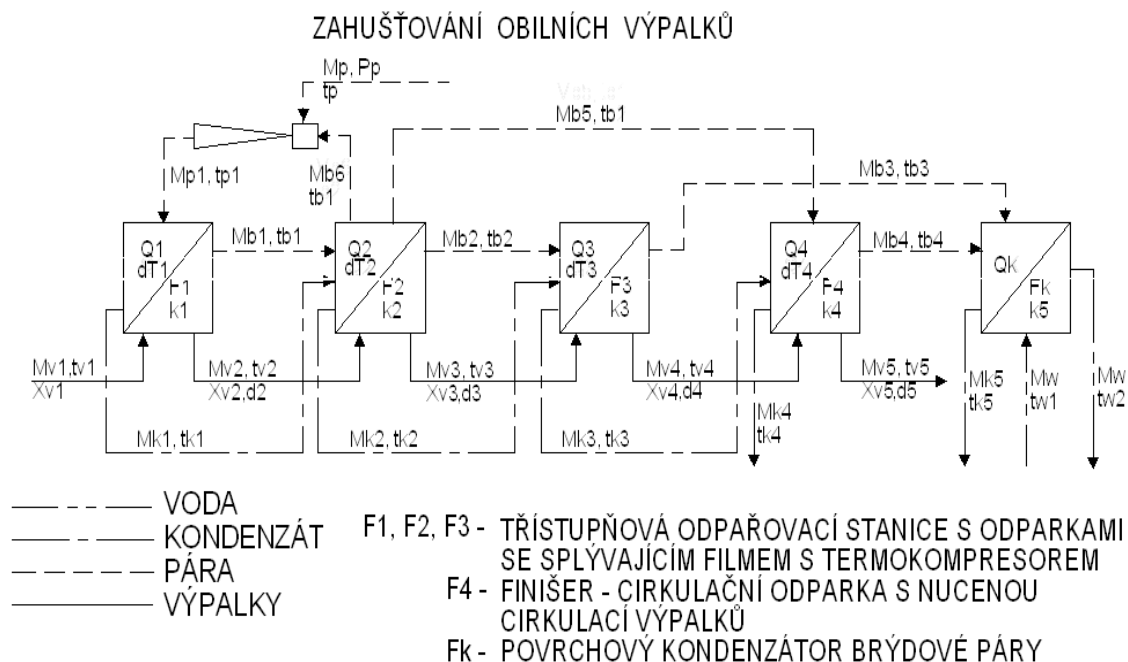
Teplotní spád v kondenzátoru:

$$\Delta T_k = \frac{((T_k - t_{w1}) - (T_k - t_{w2}))}{\ln \frac{(T_k - t_{w1})}{(T_k - t_{w2})}} \quad (36)$$

Tabulka 1 (parametry dvoustupňové odpařovací stanice)

ODPARKA		1	2	FINIŠER	KONDEN.
Tepelný tok	kW	2677,05	713,62	354,65	1175,63
Koncentrace sušiny	hm%	9,79	16,50	24,00	
Součinitel prostupu tepla	W/m ² K	1400	410	420	700
Účinný teplotní spád odparky	K	13,0	22,7	22,2	26,0
Velikost teplosměnné plochy	m ²	147,1	76,7	38,0	64,7

4.2.2 Třístupňová odpařovací stanice



Obr. 23 (Schéma dvoustupňové odpařovací stanice)

Značení

M	kg/h	průtok - hmotnostní
P	kPa	absolutní tlak
t	°C	teplota
X	hm%	koncentrace sušiny
F	m ²	teplosměnná plocha
k	W/m ² K	součinitel prostupu
Q	kW	teplo
ΔT	K	rozdíl teplot
r	kJ/kg	výparné teplo
C	J/kgK	měrné teplo

Indexy

v	výpalky
p	pára
b	brýdová pára
k	kondenzát
w	voda
s	sušina

Parametry vstupu

Množství nástřiku	$M_{v1} =$	7000 kg/h
Teplota nástřiku	t_{v1}	74 °C
Koncentrace sušiny	$X_{v1} =$	4,1 hm%

Pracovní podmínky stanovené pro výpočet

Teplota topné páry 1. stupně	$t_{p1} =$	98 °C
Teplota brýdy 3. stupně a finišeru	$t_{b3} = t_{b4}$	60 °C
Koncentrace sušiny v 3. stupni	$X_{v4} =$	16,5 hm%
Koncentrace sušiny ve finišeru	$X_{v5} =$	24 hm%

Podmínky stanovené dle vlastností výpalků

Nejnižší teplota varu	$t_{vmin} =$	60 °C	
Měrného teplo vodního kondenzátu	$C_w =$	4198 J/kgK	pro 90°C
		4190 J/kgK	pro 75°C
Výparné teplo	$r =$	2298,7 kJ/kg	
Měrné teplo sušiny	$C_s =$	2200 J/kgK	

Provozní poměry termokompresoru byly vypočítány dle oborové normy CVS 69 5106 „Termokompresor brýdových par“ pro následující podmínky.

Provozní podmínky termokompresoru

Tlak hnací páry	$P_p =$	1 Mpa	
Teplotní spád 1. stupně	$\Delta T_1 =$	10 K	
Směšovací poměr	$m =$	1,55 kg/kg	brýd/hnací páry

Hmotová bilance třístupňové odparky

Odpařovací výkon třístupňové odparky

$$M_b = M_{b1} + M_{b2} + M_{b3} = M_{v1} \cdot \left(1 - \frac{X_{v1}}{X_{v4}}\right) = 5260,6 \text{ kg/h} \quad (37)$$

Hmotnostní průtok koncentráту s 16,5% sušiny

$$M_{v4} = M_{v1} - M_b = 1739,4 \text{ kg/h} \quad (38)$$

Pro využití entalpie topné páry je kondenzát převeden vždy do odparky s nižší pracovní teplotou. Odborným technickým odhadem bylo pro bilancování přínosu expanze kondenzátů provedeno rozdělení odparů třístupňové odpařovací stanice v poměru 3 : 1 : 1. [20]

Rozdělení odparů stupňů odpařovací stanice

$$M_{b1} : M_{b2} : M_{b3} = 3 : 1 : 1 \quad (39)$$

$$m_b = \frac{M_b}{5} = 1052,1 \text{ kg/h} \quad (40)$$

$$M_{k1} = M_{b1} = 3 \cdot m_b = 3156,4 \text{ kg/h} \quad (41)$$

$$M_{k2} = M_{k1} + m_b = 4208,5 \text{ kg/h} \quad (42)$$

$$M_{k3} = M_{k2} + m_b = 5260,6 \text{ kg/h} \quad (43)$$

$$M_{k4} = M_{k3} + M_{b5} \quad (44)$$

Ovlivnění hmotové bilance odpařování ohřevem vstupního proudu výpalků je do výpočtu hmotové bilance první odparky zahrnuto. První odparka redukuje proud výpalků na polovinu, což v kombinaci s nízkými teplotními spády na odparkách umožňuje přínos expanze výpalků na odparkách na přesnost výpočtu bilance zanedbat.

Měrné teplo výpalků pro 4,1% sušiny

$$C_p = C_w * 95,9\% + C_s * 4,1\% = 4108,41 \text{ J/kgK} \quad (45)$$

Zvýšení bodu varu výpalků s rostoucí koncentrací sušiny, teploty varu, teploty brýd

$\Delta_2 =$	0,8 K	$t_{v2} =$	88 °C	$t_{b1} =$	87,2 °C
$\Delta_3 =$	1,3 K	$t_{v3} =$	80,2 °C	$t_{b2} =$	78,9 °C
$\Delta_4 =$	1,5 K	$t_{v4} =$	61,5 °C		
$\Delta_5 =$	2 K	$t_{v5} =$	62 °C		

Účinný teplotní spád odpařovací stanice bez zvýšení bodu varu výpalků

$$\Delta T = t_{p1} - t_{b3} - \Delta_2 - \Delta_3 - \Delta_4 = 34,4 \text{ K} \quad (46)$$

Rozdělení účinného teplotního spádu na odparkách odpařovací stanice je nepřímou úměrnou klesající velikosti součinitele přestupu tepla s koncentrací sušiny a musí respektovat i shora uvedenou diferenci odpařovacího výkonu odparek. Celkový účinný teplotní spád odpařovací stanice 34,4 K je tedy rozdělen pro bilancování přínosu entalpie kondenzátu na hodnoty uvedené níže.

Rozdělení účinného teplotního spádu pro bilancování přínosu entalpie kondenzátu

$\Delta T_1 =$	10 K
$\Delta T_2 =$	7 K
$\Delta T_3 =$	17,4 K

Po zanedbání rozdílnosti výparného a kondenzačního tepla v jedné odparce, která činí méně než 1%, platí tyto vztahy:

Odpařovací výkon finišeru

$$M_{b4} = M_{v4} \cdot \left(1 - \frac{X_{v3}}{X_{v4}}\right) = 543,6 \text{ kg/h} \quad (47)$$

$$M_{b2} + M_{k2} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_2}{r} = M_{b3} \quad (48)$$

$$M_{b2} = M_{b3} - M_{k2} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_2}{r} \quad (49)$$

$$t_{k3} = t_{p1} - \Delta T_1 - \Delta T_2 = 81 \text{ °C} \quad (50)$$

$$t_{k4} = t_{p1} - \Delta T_1 = 88 \text{ °C} \quad (51)$$

$$M_{b5} + M_{k3} \cdot C_w \cdot \frac{(t_{k3} - t_{k4})}{r} = M_{b4} \quad (52)$$

$$M_{b5} = M_{b4} - M_{k3} \cdot C_w \cdot \frac{(t_{k3} - t_{k4})}{r} = 610,8 \text{ kg/h} \quad (53)$$

Pro první odparku platí následující rovnice, ze kterých je následně možno vyjádřit a dopočítat zbylé neznámé:

$$M_{b6} = M_{p1} \cdot \frac{m}{(1 + m)} \quad (54)$$

$$t_{v2} = t_{p1} - \Delta T_1 \quad (55)$$

$$M_{k1} = M_{p1} = M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{v2} - t_{v1}}{r} \quad (56)$$

$$M_{b6} = \left(M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r}\right) \cdot \frac{m}{(1 + m)} \quad (57)$$

$$M_{b1} + M_{k1} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} = M_{b1} + \left(M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r}\right) \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} \quad (58)$$

$$M_{b1} + \left(M_{b1} + M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r}\right) \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} = M_{b2} + M_{b5} + M_{b6} \quad (59)$$

$$M_{b1} = \frac{\left(M_{b5} + m \cdot M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r \cdot (1 + m)}\right) + \left(M_{b3} - M_{k2} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_2}{r}\right) - \left(M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r}\right)}{\left(1 + C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} - \frac{m}{(1 + m)}\right)} \quad (60)$$

$$M_b = M_{b1} + M_{b2} + M_{b3} \quad (61)$$

$$M_b = \frac{(M_{b5} + m \cdot M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r \cdot (1+m)}) + (M_{b3} - M_{k2} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_2}{r}) - (M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r})}{(1 + C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} - \frac{m}{(1+m)})} + (M_{b3} - M_{k2} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_2}{r}) + M_{b3} \quad (62)$$

$$M_{b3} = \frac{M_b - \frac{(M_{b5} + m \cdot M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r \cdot (1+m)}) - M_{k2} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_2}{r} - (M_{v1} \cdot C_v \cdot \frac{t_{p1} - \Delta T_1 - t_{v1}}{r} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r})}{(1 + C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} - \frac{m}{(1+m)})} - M_{k2} \cdot C_w \cdot \frac{\Delta T_2}{r}}{1 + 1 + \frac{1}{1 + C_w \cdot \frac{\Delta T_1}{r} - \frac{m}{(1+m)}}} \quad (63)$$

Výsledky

Pára

$M_{b6} =$	2321,4 kg/h
$M_{b5} =$	610,8 kg/h
$M_{b4} =$	543,6 kg/h
$M_{b3} =$	835,3 kg/h
$M_{b2} =$	781,5 kg/h
$M_{b1} =$	3643,9 kg/h
$M_{p1} =$	3819,1 kg/h
$M_p =$	1497,7 kg/h

Kondenzát

$M_{k1} =$	3819,1 kg/h
$M_{k2} =$	4530,8 kg/h
$M_{k3} =$	5312,2 kg/h
$M_{k4} =$	5923,0 kg/h
$M_{k5} =$	1378,8 kg/h

Výpalky

$M_{v1} =$	7000 kg/h
$M_{v2} =$	3356,1 kg/h
$M_{v3} =$	2574,6 kg/h
$M_{v4} =$	1739,4 kg/h
$M_{v5} =$	1195,8 kg/h

Koncentrace sušiny

$X_{v1} =$	4,1 hm%
$X_{v2} =$	8,6 hm%
$X_{v3} =$	11,1 hm%
$X_{v4} =$	16,5 hm%
$X_{v5} =$	24,0 hm%

Bilance chladicí vody

Hmotnost kondenzující páry	$M_{pk} = M_{b2} + M_{b3} =$	1378,8	kg/h	(64)
Vstupní teplota chladicí vody	$t_{w1} =$	27	°C	
Výstupní teplota chladicí vody	$t_{w2} =$	40	°C	
Kondenzační teplota	$T_k =$	60	°C	
Výstupní teplota kondenzátu	$t_k =$	40	°C	
Měrné teplo	$C_w =$	4173,4	J/kgK	
Kondenzační teplo páry pro 60°C	$r_k =$	2358,4	kJ/kg	
Hmotnost chladicí vody	$M_w = \frac{M_{pk} \cdot r_k + M_{pk} \cdot C_w \cdot (T_k - t_k)}{C_w \cdot (t_{w2} - t_{w1})}$			(65)

Hmotnost chladicí vody $M_w =$ **62057** kg/h

Závislost fyzikálních parametrů na teplotě kondenzátu brýdové páry do 100 °C

Výparné teplo: $r = 2486160 - 2018,9 \cdot t - 3,1535 \cdot t^2$ (66)

Měrné teplo: $C = 4184,18 - 0,93 \cdot t + 0,0124 \cdot t^2$ (67)

Hmotnost kondenzující brýdové páry

Odparka 1	$M_{kbp1} = M_{k1} =$	3819,1 kg/h
Odparka 2	$M_{kbp2} = M_{k2} - M_{k1} =$	711,7 kg/h
Odparka 3	$M_{kbp3} = M_{k3} - M_{k2} =$	781,5 kg/h
Finišer	$M_{kbpf} = M_{k3} - M_{k2} =$	610,8 kg/h
Kondenzátor		1378,8 kg/h

$$\text{Tepelný tok v odparce} \quad Q_i = M_{k_{bpi}} * r_i / 3600 \quad (68)$$

$$\text{Účinný teplotní spád na ploše odparky} \quad \Delta T_i = t_{pi} - t_{vi} \quad (69)$$

$$\text{Velikost teplosměnné plochy odparky} \quad F_i = Q_i / (k_i * \Delta T_i) \quad (70)$$

Pro dostatečné vychlazení inertů pro vodokružnou vývěvu je z provozních poznatků vhodné volit hodnotu součinitele prostupu tepla pro kondenzátor $k = 700 \text{ W/m}^2\text{K}$.

Ostatní součinitele přestupu tepla jsou voleny dle experimentálních měření. [20]

Teplotní spád v kondenzátoru:

$$\Delta T_k = \frac{((T_k - t_{w1}) - (T_k - t_{w2}))}{\ln \frac{(T_k - t_{w1})}{(T_k - t_{w2})}} \quad (71)$$

Tabulka 2 (parametry třístupňové odpařovací stanice)

ODPARKA		1	2	3	FINIŠER	KONDEN.
Tepelný tok	kW	2423,06	455,48	510,13	398,53	933,43
Koncentrace sušiny	hm%	8,55	11,15	16,50	24,00	
Součinitel prostupu tepla	W/m ² K	1450	870	410	420	700
Účinný teplotní spád odparky	K	10,0	7,0	17,4	25,2	26,0
Velikost teplosměnné plochy	m ²	167,1	74,8	71,5	37,7	51,4

[20]

4.2.3 Odhad nákladů a volba provedení odpařovací stanice

Pro orientační výpočet ceny zařízení byly uvažovány realitě se nejvíce blížící koeficienty používané pro přepočet teplosměnné plochy aparátu na jeho přibližnou cenu.

Pro odparky a kondenzátor bylo počítáno 10 000,- Kč/m², pro finišer 14 000,- Kč/m². Dále bylo počítáno s 12 % navýšením částky na montáž. Další zařízení byla cenově ohodnocena dle jejich žádaných parametrů.

Cena dvoustupňového zapojení

		dodávka	montáž	celkem
Kondenzátor	1	646 952	77 634	724 586
Odparka 1	1	1 470 908	176 509	1 647 417
Odparka 2	1	766 756	92 011	858 767
Finišer	1	532 512	63 901	596 414
Separátor 1	1	155 000	18 600	173 600
Separátor 2	1	155 000	18 600	173 600
Separátor F	1	125 000	15 000	140 000
Vodokružná vývěva	1	320 000	38 400	358 400
Termokompresor	1	450 000	54 000	504 000
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	52 000	6 240	58 240
Šnekové čerpadlo	1	120 000	14 400	134 400
Cirkulační čerpadlo	1	320 000	38 400	358 400
celkem		5 674 128	680 895	6 355 023 Kč

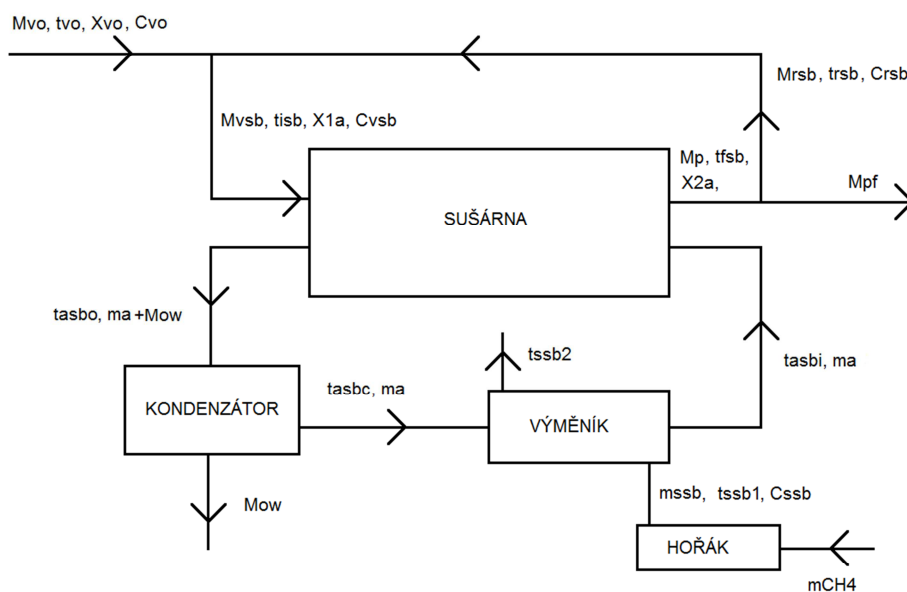
**Cena třístupňového
zapojení**

		dodávka	montáž	celkem
Kondenzátor	1	513 671	61 640	575 311
Odparka 1	1	1 671 076	200 529	1 871 605
Odparka 2	1	747 921	89 750	837 671
Odparka 3	1	715 067	85 808	800 876
Finišer	1	527 158	63 259	590 417
Separátor 1	1	125 000	15 000	140 000
Separátor 2	1	125 000	15 000	140 000
Separátor 3	1	125 000	15 000	140 000
Separátor F	1	125 000	15 000	140 000
Vodokružná vývěva	1	320 000	38 400	358 400
Termokompresor	1	450 000	54 000	504 000
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	140 000	16 800	156 800
Odstředivé čerpadlo	1	52 000	6 240	58 240
Šnekové čerpadlo	1	120 000	14 400	134 400
Cirkulační čerpadlo	1	320 000	38 400	358 400
celkem		6 636 893	796 427	7 433 320 Kč

Z orientačních pořizovacích nákladů vyplývá, že je třístupňová metoda dražší. Naopak má oproti dvoustupňové odparce nižší nároky na topnou páru a množství chladicí vody. Při průměrné ceně tepla z roku 2014 (tj. přibližně 600 Kč/GJ), stojí provoz dvoustupňového provedení hodinově 2 959 Kč. Při použití tří odparek se splývajícím filmem je cena za teplo 2 497 Kč, což je o 462,- Kč/h méně. Uvážíme-li, že lihovar pracuje 24 hodin denně a že rozdíl investičních nákladů činí 1 078 297,- Kč, vychází návratnost zvýšené investice na 97 dní. V porovnání s minimální očekávanou dobou provozu odpařovací stanice, která bývá obvykle 20 let, se i bez započítání úspor chladicí vody jeví jako výhodnější řešení volba třístupňové odpařovací stanice.

4.3 Sušárna

Sušárna byla řešena jako bubnová, topená horkým vzduchem vycházejícím z výměníku topeného spaliny. Schematický náčrtek s označením proudů je na Obr. 24. Množství výpalků přicházejících z odpařovací stanice je ještě před vstupem do sušárny smícháno s vlákninou odseparovanou v dekantérech a společně (proud M_{vo}) je pak zahuštěno částí již usušeného DDGS (proud M_{rsb}) tak, aby bylo dosaženo 50% obsahu sušiny na vstupu do sušárny (proud M_{vsb}). Horký vzduch (proud m_a), který v prostoru bubnu sušárny odpaří přebytečnou vlhkost (proud M_{ow}), je veden do kondenzátoru, ve kterém je toto množství vodních par zkondenzováno a odváděno pryč z procesu. Ve výpočtu jsou zanedbány tepelné ztráty. Pracovní teplota horkého vzduchu cirkulujícího v sušárně je stanovena dle zařízení fungujícího v lihovaru VRDY na 120-450°C.



Obr. 24 (Schéma bubnové sušárny)

Koncentrace sušiny z odparky

$$X_{vo} = 0,24$$

Vstupní koncentrace sušiny

$$X_{1a} = 0,5$$

Výstupní koncentrace sušiny

$$X_{2a} = 0,93$$

Tepelná kapacita sušiny

$$C_s = 2200 \text{ J/kgK}$$

Tepelná kapacita vody

$$C_w = \begin{matrix} 4211 \text{ J/kgK} & (100^\circ\text{C}) \\ 4195 \text{ J/kgK} & (80^\circ\text{C}) \\ 4188 \text{ J/kgK} & (62^\circ\text{C}) \\ 4179 \text{ J/kgK} & (55^\circ\text{C}) \end{matrix}$$

Produkt odparky smíchaný s vlákninou z dekantéru

$$M_{vo} = 1266 \text{ kg/hod} \quad (72)$$

Množství sušeného materiálu

$$M_{vsb} = M_{vo} + M_{rsb} \quad (73)$$

$$0,5 \cdot (M_{vo} + M_{rsb}) = 0,24 \cdot M_{vo} + 0,93 \cdot M_{rsb} \quad (74)$$

$$0,5 \cdot M_{rsb} - 0,93 \cdot M_{rsb} = 0,24 \cdot M_{vo} - 0,5 \cdot M_{vo} \quad (75)$$

$$0,5 \cdot M_{vsb} = 0,24 \cdot M_{vo} + 0,93 \cdot M_{rsb} \quad (76)$$

$$M_{rsb} = \frac{0,26 \cdot M_{vo}}{0,43} \quad (77)$$

Množství recyklu (93% sušiny)

$$M_{rsb} = 765 \text{ kg/hod}$$

Množství výpalků (50% sušiny) vstupujících do bubnu

$$M_{vsb} = 2031 \text{ kg/hod}$$

Počáteční množství sušiny

$$M_{si} = M_{vsb} \cdot X_{1a} = 1015,7 \text{ kg/hod}$$

Produkt 93% sušiny

$$M_{sbf} = M_{sp} / X_{2a} = 1092 \text{ kg/hod} \quad (78)$$

Finální produkt 93% sušiny

$$M_{pf} = M_{sbf} - M_{rsb} = 327 \text{ kg/hod} \quad (79)$$

Množství odpařené vody

$$M_{ow} = M_{vsb} - M_{sbf} = 939 \text{ kg/hod} \quad (80)$$

**Teplota vstupu do
sušárny:**

Tepelná kapacita recyklu 80°C

$$C_{rsb} = C_s \cdot X_{2a} + C_w \cdot (1 - X_{2a}) = 2339,7 \quad (81)$$

Tepelná kapacita produktu odparky 62°C

$$C_{vo} = C_s \cdot X_{vo} + C_w \cdot (1 - X_{vo}) \quad (82)$$

$$C_{vo} = 3710,9$$

Tepelná kapacita směsi

$$C_{vsb} = C_{rsb} \cdot \frac{M_{rsb}}{M_{vsb}} + C_{vo} \cdot \frac{M_{vo}}{M_{vsb}} \quad (83)$$

$$C_{vsb} = 3194,2$$

Teplota vstupu směsi

$$t_{vo} = 62 \text{ °C}$$

$$t_{rsb} = 80 \text{ °C}$$

$$t_{isb} = \frac{(M_{vo} \cdot C_{vo} \cdot t_{vo}) + (M_{rsb} \cdot C_{rsb} \cdot t_{rsb})}{M_{vsb} \cdot C_{vsb}} \quad (84)$$

$$t_{isb} = 67,0 \text{ °C}$$

Teplota výstupu

$$t_{fsb} = 120 \text{ °C}$$

Výparné teplo vody

$$r = 2257 \text{ kJ/kg}$$

Množství tepla potřebné pro ohřev na bod varu

$$Q_{oh} = M_{vsb} \cdot C_{vsb} \cdot \Delta T \quad (85)$$

$$214342512 \text{ J/hod}$$

$$214343 \text{ kJ/hod}$$

Množství tepla potřebné na odpaření vody

$$Q_{vyp} = M_{ow} \cdot r \quad (86)$$

$$2119978 \text{ kJ/hod}$$

Celkový potřebný tepelný výkon pro bubnovou sušárnu

$$Q_{sb} = Q_{oh} + Q_{vyp} \quad (87)$$

$$2334321 \text{ kJ/hod}$$

$$P = Q_{sb} / 3600 \quad (88)$$

$$648,4 \text{ kW}$$

Pracovní teplota horkého vzduchu v sušárně

$$t_{asbi} = 450 \text{ °C}$$

$$t_{asbf} = 120 \text{ °C}$$

Tepelná kapacita vzduchu

$$C_{asbi} = 1,065 \text{ kJ/kgK} \quad (450\text{°C})$$

$$C_{asb} = 1,046 \text{ kJ/kgK} \quad (275\text{°C})$$

$$C_{asbf} = 1,024 \text{ kJ/kgK} \quad (120\text{°C})$$

$$C_{asbk} = 1,022 \text{ kJ/kgK} \quad (100\text{°C})$$

Množství vzduchu potřebného pro sušárnu

$$\dot{m}_a = \frac{Q_{sb}}{\Delta T_{sb} \cdot C_{asb}} \quad [7] \quad (89)$$

$$m_a = 6763 \text{ kg/hod}$$

Pracovní podmínky kondenzátoru

$$t_{asbf} = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{asbc} = 90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$M_{ow} = 939 \text{ kg/h}$$

$$m_a = 6763 \text{ kg/hod}$$

$$M_{ow} = 939 \text{ kg/hod} \quad (\text{pára})$$

$$C_{op} = 1,84 \text{ kJ/kgK}$$

Přebytečná tepla v topném vzduchu

$$Q_k = Q_{výp} = M_{ow} \cdot r \quad (90)$$

$$Q_k = 2119978 \text{ kJ}$$

$$Q_{př} = Q_{přp} + Q_{přw} + Q_{přa} \quad (91)$$

$$Q_{př} = (M_{ow} \cdot \Delta T_{pp} \cdot C_{ow}) + (M_{ow} \cdot \Delta T_{pw} \cdot C_w) + (m_a \cdot \Delta T_{pa} \cdot C_{asbk}) \quad (92)$$

$$Q_{př} = 281461,3 \text{ kJ}$$

Množství chladicí vody pro kondenzátor

$$t_{cwi} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{cwf} = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\dot{m}_{cwk} = \frac{Q_{př} + Q_k}{\Delta T_{cwk} \cdot C_w} \quad (93)$$

$$m_{cwk} = 9577,4 \text{ kg/hod}$$

Celkový potřebný tepelný výkon sušení

$$Q = Q_{sb} + Q_{přa} \quad (94)$$

$$Q = 2541663 \text{ kJ/hod}$$

$$P = Q_{sb} / 3600 \quad (95)$$

$$P = 706,0 \text{ kW}$$

Hustota CH₄

$$\rho_{CH_4} = 0,67 \text{ kg/m}^3$$

Výhřevnost CH₄

$$H_{CH_4} = 49610,0 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{CH_4} = 33238,7 \text{ kJ/m}^3$$

Množství CH₄

$$V_{CH_4} = Q / H_{CH_4} \quad (96)$$

$$70,2 \text{ m}^3/\text{hod}$$

1kmol spalín



64kg O₂ přinese do reakce 256kg N₂



$$M_{m_s} = 44\text{kg} + 36\text{kg} + 256\text{kg} = 336 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \quad (100)$$

Složení spalín

$$X_{CO_2} = 0,13$$

$$X_{H_2O} = 0,11$$

$$X_{N_2} = 0,76$$

Tepelná kapacita spalín

$$C_{CO_2} = 843 \text{ J/kgK}$$

$$C_{H_2O} = 1800 \text{ J/kgK}$$

$$C_{N_2} = 1040 \text{ J/kgK}$$

$$C_{ssb} = C_{CO_2} \cdot X_{CO_2} + C_{H_2O} \cdot X_{H_2O} + C_{N_2} \cdot X_{N_2} \quad (101)$$

$$C_{ssb} = 1095,631 \text{ J/kgK}$$

$$1,096 \text{ kJ/kgK}$$

Potřebné množství spalín

$$t_{ssbi} = 800 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_{ssbf} = 160 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 640 \text{ K}$$

$$Q = \dot{m}_{ssb} \cdot \Delta T \cdot C_{ssb} \quad (102)$$

$$\dot{m}_{ssb} = \frac{Q}{\Delta T \cdot C_{ssb}} \quad (103)$$

$$\dot{m}_{ssb} = \frac{Q}{\Delta T \cdot C_{ssb}} \quad (104)$$

$$m_{ssb} = 3625 \text{ kg/h}$$

Spotřeba CH₄

$$\dot{m}_{CH_4} = \frac{\dot{m}_{ssb}}{M_{m_s}} \cdot M_{CH_4} \quad (105)$$

$$m_{CH_4} = 173 \text{ kg/h}$$

5 ZÁVĚR

Výše publikovanými výpočty bylo dosaženo následujících výsledků, které byly pro možnost porovnání vztaženy na 244,2 kg usušeného DDGS, tj. 44,8 minuty funkce celé technologie zpracování výpalků na DDGS. Tato doba a množství produktu odpovídá díky zvoleným vstupním podmínkám době, za kterou lihovar vyprodukuje při 13% lihovitosti zápary 1 m³ ethanolu. Za stejnou dobu lihovar opustí 5280 kg odpadu ve formě výpalků a výsledky jsou tak po přepočtu porovnatelné s bilančními výpočty pro lihovar.

- **Spotřeba elektrické energie dekantační odstředivky**

Elektrická energie	10,46 kWh
---------------------------	------------------

- **Spotřeba chladicí vody a páry (1MPa) pro třístupňovou odpařovací stanici**

Chladicí voda	46344 kg
----------------------	-----------------

Pára	1118,5 kg
-------------	------------------

- **Spotřeba chladicí vody a metanu pro sušárnu**

Chladicí voda	7152 kg
----------------------	----------------

Methan	129,2 kg
---------------	-----------------

S ohledem na prodejní ceny DDGS, která se pro krmné účely pohybuje v rozmezí od 5 do 20 Kč za kilogram, cenu tepla v podobě páry, která je přibližně 1,67 Kč za kg a cenu Methanu (resp. zemního plynu), která je přibližně 25Kč za kilogram, se jeví proces zpracování lihovarských výpalků jako ztrátová činnost. Ve skutečnosti však není mnoho jiných možností, jak se odpadu ve formě výpalků zbavovat a jde tak spíše o to, jak při nakládání s odpadem co nejméně prodělat. V některých zemích, kde jsou vyšší náklady na energie, se upřednostňuje možnost, která není tak energeticky náročná a to získávání tepelné energie z výpalků v bioplynových stanicích. Objevují se však již i návrhy technologií kombinující využití energie tuhého i tekutého podílu výpalků současně. Využívá se zde spalování separovaného tuhého podílu a zároveň spalování na odděleném okruhu získaného bioplynu z anaerobního vyhnívání tekuté složky. Tato varianta je bezesporu zajímavou možností, kam by se mohlo v budoucnu zpracování výpalků ubírat.

6 SEZNAM POUŽITÝCH ZDROJŮ

- [1] PARADOVSKÝ, Tomáš. MIKROP ČEBÍN, A. S. Pro co se rozhodneme: potravina, krmivo nebo palivo? [online]. 2007 [cit. 2015-04-12]. Dostupné z: <http://www.mikrop.cz/Portals/0/clanky/pkp.pdf>
- [2] ZEMAN L., TVRZNÍK P., 2007: Využití vedlejších produktů vznikajících při výrobě bioetanolu. Výzkumný ústav živočišné výroby. Praha – Úhřetěves, 60 s.
- [3] LYČKOVÁ, Barbora, Peter FEČKO a Radmila KUČEROVÁ. Zpracování kalů: Multimediální učební texty zaměřené na problematiku zpracování kalů. Zpracování kalů [online]. 2008 [cit. 2015-04-16]. Dostupné z: <http://homen.vsb.cz/hgf/546/Materialy/Bara/info.html>
- [4] První brněnská strojárna Velká Bíteš, a. s. [online]. 2014 [cit. 2015-05-24]. Dostupné z: <http://www.pbsvb.cz/>
- [5] SOCHOR, Jiří. *Vinařství: Odkalení* [online]. 2013 [cit. 2015-05-24]. Dostupné z: http://web2.mendelu.cz/af_291_projekty2/vseo/stranka.php?kod=1213
- [6] ŠNITA, Dalimil. Chemické inženýrství I. 1. vyd. Praha: VŠCHT, 2005, 318 s. ISBN 80-708-0589-7.
- [7] MUJUMDAR, Arun S. Handbook of industrial drying. 3rd ed. Boca Raton, FL: CRC/Taylor, 2007, 1280 p. ISBN 978-142-0017-618.
- [8] ŠESTÁK, Jiří a Rudolf ŽITNÝ. Tepelné pochody II: výměníky tepla, odpařování, sušení, průmyslové pece a elektrický ohřev. Vyd. 2. Praha: Nakladatelství ČVUT, 2006, 165 s. ISBN 80-010-3475-5.
- [9] HROMÁDKO J., MILLER P., HÖNIG V., ŠTĚRBA P.: Bioethanol production, Listy cukrovarnické a řepařské, 2010.
- [10] KUMAR N. V. L. et al.: Liquid biofuels in South Asia: resources and technologies. Asian Biotechnol Develop Rev., 8, 2006, s. 31–49.
- [11] ŚWIĄTKIEWICZ, S. a J. KORELESKI. The use of distillers dried grains with solubles (DDGS) in poultry nutrition: výměníky tepla, odpařování, sušení, průmyslové pece a elektrický ohřev. Vyd. 2. Praha: Nakladatelství ČVUT, 2006, 165 s. ISBN 10.1017/s0043933908000044.
- [12] NEHASILOVÁ D., 2009: Využití vedlejších produktů výroby etanolu ve výživě hospodářských zvířat. [online] [cit. 2015-05-08]. Dostupné na: <http://www.cukr-listy.cz/dokumenty/Nehas.pdf>
- [13] BATAL A. B., How much DDGS for poultry? [online] 2009 [cit. 2015-05-08]. Dostupné na: <http://www.wattagnet.com/9347.html>
- [14] KUDRNA, Václav, Jana ČERMÁKOVÁ a Kateřina BLAŽKOVÁ. Uplatnění sušených kukuřičných výpalků (DDGS) ve výživě dojníc: certifikovaná metodika. Praha: Výzkumný ústav živočišné výroby, 2011, 16 s. ISBN 978-80-7403-089-5.

- [15] Perry's chemical engineers' handbook. 7th ed. New York: McGraw-Hill, 1997, 1 sv. (různé stránkování). Chemical engineering (McGraw-Hill). ISBN 00-704-9841-5.
- [16] KASATKIN, Andrej Georgijevič. Základní pochody a přístroje chemické technologie. Vyd. 1. Praha: Technicko-vědecké vydavatelství, 1952, 402 s.
- [17] DOHÁNYOS, M. Teoretické základy anaerobní fermentace. Výstavba a provoz bioplynových stanic: sborník referátů z konference v Třeboni, Třeboň 25. - 26. října 2007.
- [18] HOŘÁK, J. Nákládání s lihovarnickými výpalky. Brno: Mendelova univerzita v Brně, 2011, 79 s.
- [19] KIM, Youngmi, Nathan S. MOSIER, Rick HENDRICKSON, Thaddeus EZEJI, Hans BLASCHEK, Bruce DIEN, Michael COTTA, Bruce DALE a Michael R. LADISCH. Composition of corn dry-grind ethanol by-products: DDGS, wet cake, and thin stillage. ISBN 10.1016/j.biortech.2007.09.028.
- [20] MATULKA, Jan. Ústní sdělení. (2015-04-10)

7 SEZNAM POUŽITÝCH ZKRATEK A SYMBOLŮ

C,c	Měrná tepelná kapacita
DDGS	Dried Distillers Grains with Solubles (sušené lihovarnické výpalky)
F	Teplosměnná plocha
H	Výhřevnost
k	Součinitel prostupu tepla
M, m	Hmotnostní průtok
M _m	Molární hmotnost
P	Absolutní tlak
P	Výkon
Q	Teplo
r	Výparné teplo
ρ	Hustota
T,t	Teplota
V	Objemový průtok
X	Koncentrace

Indexy

1a	Vstup do bubnové sušárny
2a	Výstup z bubnové sušárny
a	Vzduch
b	Brýdová pára
c	Chladný
cw	Chladicí voda
f	Výstup
i	Vstup
k	Kondenzát / kondenzační / kondenzátor
m _s	Spaliny
o	Produkt odpařovací stanice
oh	Ohřev

ow	Odpařená voda / pára
p	Pára
pf	Finální produkt
př	Přebytek
r	Recykl
s	Sušina
sb	Bubnová sušárna
ssb	Spaliny pro topení bubnové sušárny
v	Výpalky
výp	Pro odpaření
w	Voda

8 SEZNAM PŘÍLOH

Příloha 1	Technologické schéma zpracování lihovarských výpalků
Příloha 2	Technologické schéma různotlakého uspořádání destilace lihu