

PŘIHLÁŠKA VYNÁLEZU

zveřejněná podle § 31 zákona č. 527/1990 Sb.

(21) Číslo dokumentu:

2005-534

(13) Druh dokumentu: **A3**

(51) Int. Cl.:

B09B 3/00

(2006.01)

(19)
ČESKÁ
REPUBLIKA



ÚŘAD
PRŮMYSLOVÉHO
VLASTNICTVÍ

(22) Přihlášeno: **24.08.2005**

(40) Datum zveřejnění přihlášky vynálezu: **04.07.2007**
(Věstník č. 27/2007)

(71) Přihlašovatel:

PROKOP INVEST, a.s., Pardubice, CZ
HYDROTECH s.r.o., Brno, CZ
Westfalia Separator CZ s.r.o., Praha 10, CZ
ČKD PRAHA DIZ, a.s., Praha 9, CZ

(72) Původce:

Procházka Zdeněk Ing., Praha 5 - Slivenec, CZ
Slabý František Ing., Dolní Ředice, CZ
Preisler Jan Ing., Praha 2, CZ
Miňovský Josef Ing., Mečeříž, CZ
Bočan Peter Ing., Bratislava-Vajnory, SK

(74) Zástupce:

Společná advokátní kancelář Všetečka Zelený Švorčik
Kalenský a partneři, JUDr. Miloš Všetečka, Hálkova 2,
Praha 2, 12000

(54) Název přihlášky vynálezu:

**Způsob komplexního využití výpalků z
velkovýroby biolihu**

(57) Anotace:

Vynález se týká způsobu komplexního využití výpalků z velkovýroby biolihu, přičemž konečnými produkty procesu jsou bioplyn, usušené kaly z výpalků s nízkým obsahem solí, granulované kaly z anaerobního odbourávání, pevné hnojivo na bázi fosforečnanu hořečnatu-amonného, elementární síra, kaly z aerobního dočišťování a odpadní teplo z provozní vody. Při způsobu se surové výpalky zbaví odstředěním nerozpustného podílu a kapalný podíl se v sekundárním separačním stupni zbaví zbylých dispergovaných látek tlakovzdušnou flotací, odstředěním, vakuovou filtrací nebo kombinací těchto postupů, přičemž zahuštěné husté podíly z těchto obou stupňů s nízkým obsahem solí se podrobí dalšímu zpracování na hodnotné krmivo, kapalné podíly z obou těchto stupňů se po smíchání dále podrobí acidifikaci za řízených podmínek při dodržení hodnoty pH 4,8 až 9,2 a odvádějí se k anaerobnímu odbourávání spodem do reaktoru s granulovanou biomasou, která je tvořena acidifikačními a methanogenními bakteriemi, při teplotě 25 až 40 °C, době zdržení 2 až 50 h a při zatížení granulované biomasy 5 až 105 CHSK/m³.den⁻¹, namnožený granulovaný kal se odebírá a suší, z hlavy anaerobního reaktoru se odvádí bioplyn, který se podrobí procesu biologického odsíření za produkce elementární síry jako vedlejšího produktu a bioplyn se odvádí k energetickému

využití, z kapalného podílu se odstraní dusíkaté látky dávkováním chloridu hořečnatého a kyseliny fosforečné za vysrážení nerozpustného fosforečnanu hořečnatu-amonného, který se oddělí a odvádí se jako hodnotné hnojivo a kapalný podíl se dále vede na aerobní dočištění, odkud se po odseparování kalu, který se po zahuštění může použít v zemědělství, odebírá vyčištěná voda s parametry vhodnými pro vypouštění do toku, která se vypouští nebo se vrací po eventuelní destilaci zpět do procesu. Dále se vynález týká zařízení k provádění tohoto způsobu.

CZ 2005 - 534 A3

Způsob komplexního využití výpalků z velkovýroby biolihu

Oblast techniky

Vynález se týká způsobu komplexního využití výpalků z velkovýroby biolihu, přičemž konečnými produkty procesu jsou bioplyn, usušené kaly z výpalků s nízkým obsahem solí, granulované kaly z anaerobního odbourávání, pevné hnojivo na basis fosforečnanu hořečnato-amonného, elementární síra, kaly z aerobního dočišťování a odpadní teplo z provozní vody.

Dosavadní stav techniky

V současné době je likvidace lihovarských výpalků z velkovýroben biolihu, který se produkuje a výhledově bude ve větší míře produkovat jako obnovitelný zdroj energie jako přídavek do pohonných hmot pro automobily, značným problémem. Lihovarské výpalky se v těchto velkovýrobnách produkují ve značném množství a je třeba uspokojivě vyřešit jejich ekonomické využití nebo bezproblémovou likvidaci.

Produkované výpalky se mohou vyvážet na zemědělské plochy, ovšem toto je spojeno s jejich devastací vlivem velkého množství v nich obsažených solí, které se do výpalků dostávají ze samotné suroviny a při zpracování suroviny pro výrobu lihu. Dále je možno tyto výpalky zahustit na odparkách a výsledný produkt buď použít jako přídavek ke krmivům pro skot nebo jej spalovat. V obou případech je však nutné zahuštění a odvodnění, které je vždy s takovou surovinou technologicky problematické a kromě toho mohou být zahuštěné a odvodněné výpalky jako přídavek ke krmivům použity vzhledem k vysokému obsahu solí pouze v omezené míře.

Byly prováděny i pokusy s anaerobním odbouráváním výpalků, ovšem tento postup narážel na značné technologické problémy.

Podstata vynálezu

Výše uvedené nedostatky byly odstraněny vypracováním způsobu komplexního využití výpalků z velkovýroby biolihu podle předloženého vynálezu, jehož podstata spočívá v tom, že se surové výpalky zbaví odstředěním nerozpustného podílu a kapalný podíl se v sekundárním separačním stupni zbaví zbylých dispergovaných látek tlakovzdušnou flotací, odstředěním, vakuovou filtrací nebo kombinací těchto postupů, přičemž zahuštěné husté podíly z těchto obou stupňů s nízkým obsahem solí se podrobí dalšímu zpracování na hodnotné krmivo, kapalné podíly z obou těchto stupňů se po smíchání dále podrobí acidifikaci za řízených podmínek při dodržení hodnoty pH 4,8 až 9,2 a odvádějí se k anaerobnímu odbourávání spodem do reaktoru s granulovanou biomasou, která je tvořena acidifikačními a methanogenními bakteriemi, při teplotě 25 až 40 °C, době zdržení 2 až 50 h a při zatížení granulované biomasy 5 až 105 CHSK/m³. den¹

~~Namnožený~~ namnožený granulovaný kal se odebírá a skladuje za účelem prodeje, z hlavy anaerobního reaktoru se odvádí bioplyn, který se podrobí procesu biologického odsíření za produkce elementární síry jako vedlejšího produktu a bioplyn se odvádí k energetickému využití, z kapalného podílu se odstraní dusíkaté látky dávkováním chloridu hořečnatého a kyseliny fosforečné za vysrážení nerozpustného fosforečnanu hořečnato-amonného, který se oddělí a odvádí se jako hodnotné hnojivo a kapalný podíl se dále vede na aerobní dočištění, odkud se po odseparování kalu, který se po zahuštění může použít v zemědělství, odebírá vyčištěná voda s parametry vhodnými pro vypouštění do toku, která se vypouští nebo se vrací po eventuelní destilaci nazpět do procesu.

Zásadní výhoda postupu podle vynálezu spočívá v tom, že se bezezbytku využije energetický potenciál výpalků z výroby biolihu produkcí bioplynu z odstředěných výpalků po aplikaci anaerobního procesu na granulované anaerobní biomase. Odstředěním a následujícím odsušením nerozpustných látek se získá nutričně hodnotné krmivo pro skot, které má ve srovnání s klasickým krmivem ze zahuštěných výpalků výrazně snížený obsah solí, které jsou odváděné v kapalném proudu na výstupu z odstředivky. Sušení pevné fáze nepůsobí problémy ani s napékáním na teplosměnné plochy, ani s vynášením organických látek v proudu brýdových par. Kapalná fáze z odstředivky se podrobí po separaci koloidů a jemných částic a po acidifikaci procesu anaerobního rozkladu, následovaného aerobním dočištěním, přičemž vyčištěná voda splňuje standardy pro vypouštění do vodotečí a samozřejmě se může využít recyklováním do samotného technologického procesu. Získaný bioplyn je možno po odsíření za produkce elementární síry použít pro energetické účely, buď v samotném provozu lihovaru nebo pro výrobu elektrické energie nebo páry.

Pro odvodnění obilních výpalků se výhodně využívají dekantační odstředivky s dvoupřevodovým pohonem. Plnění odstředivek je zabezpečeno z vyrovnávací nádrže pomocí čerpadel. Odstředěný koláč je veden na sušení pomocí dopravníku. Sirup - kapalné výpalky je čerpán z vyrovnávací nádrže na sekundární oddělení bílkovin, kde jsou separovány zbytkové nerozpuštěné částice, především cereální bílkoviny, ke zvýšení obsahu bílkovin v krmivu. Otáčky bubnu odstředivky jsou udržovány v rozmezí 1 000- 10 000 min^{-1} , g-síla v rozmezí 1 300- 11 000 g. Diferenční otáčky jsou udržovány v rozmezí 500 - 3 500 min^{-1} . Dosáhne se sušiny koláče v rozmezí 20- 40 % hmotn..

Závěrečná separace suspendovaných látek slouží především k odstranění bílkovin a tím i zvýšení obsahu dusíkatých látek v krmivu, sekundárně chrání anaerobní stupeň před možným rozpadem granulí dlouhodobým působením suspendovaných látek. Sirup z prvního stupně separace je veden na oddělení koloidů v sekundárním separačním stupni, který se skládá z tlakovzdušné flotace, z odstředivky, nebo z vakuového filtru s přednaplavenou vrstvou a nebo z kombinace těchto prvků. U flotace je využívána recirkulace vyčištěné vody za aerobním dočištěním v rozmezí 5 -100 % nátoky surového sirupu. Současně je prováděno předsrážení síranů na síran vápenatý

dávkováním vápna dávkou CaO v množství 0,5- 5 kg CaO/ m³ kapaliny a dále může být dávkován flokulant XA v množství 0,01 - 0,1 kg /m³. Získaný koláč má sušinu 4-35 %. Vyčištěná kapalina je dále vedena do acidifikační a vyrovnávací nádrže.

Homogenizace získaných kalů z předcházejícího stupně se provádí vymícháním míchadlem a středobublinnou aerací s intenzitou 0,5- 10 m³m⁻³.hod⁻¹, s dobou zdržení v akumulaci 0,1- 5 hod. Pro odvodnění kalů je možno využít separační odstředivky nebo kalolisy. Plnění separačních odstředivek se zabezpečuje z vyrovnávací nádrže pomocí čerpadel. Odstředěný koláč se sušinou 15-40 % je veden na sušení společně s koláčem z prvního stupně pomocí dopravníku. Kapalný podíl je veden do acidifikační a vyrovnávací nádrže společně s kapalinou z předchozích stupňů.

Koláče a kaly z předcházejících stupňů se výhodně odsoušejí na dvourotorové trubkové sušárně s recirkulací vzdušnin a úsušků. Vlhký koláč a kal se dopravují šnekovým dopravníkem a rotačním objemovým dávkovačem do domíchávače, kde dojde k promíchání a homogenizaci obou vstupních surovin. Z domíchávače je předpřipravená surovina dávkována do trubkové dvourotorové sušárny, kde při mírném podtlaku dochází k odpařování vody ze suroviny na požadovanou konečnou vlhkost 10% hmotn.. Sušárna je výhodně kontaktní. Topným médiem je sytá topná pára. Odpařená brýdová pára o teplotě 100 °C je odváděna přes filtr, odlučovač inertních plynů, sedimentátor tuku a ventilátor do výměníku, kde je využito brýdového kondenzátu k ohřevu vzduchu, který je přidáván do sušárny z důvodu úspory potřeby topné páry. Brýdová voda o teplotě 90 - 95 °C je využívána výhodně na výrobu destilované vody do výroby využitím jejího tepelného obsahu. Samotná brýdová voda se pak může přidávat do acidifikace. Usušený produkt vychází ze sušárny přes šnekový dopravník, přičemž 10-90% se vrací do procesu a 90-10% se dopravuje na peletizaci. Úsušky prochází přes permanentní magnet do šrotovníku. Odtud se usušené výpalky pneumaticky dopravují přes směšovač do cyklofiltru. Vzduch je z cyklofiltru odváděn do aspirace a na dezodorizaci, usušené výpalky přes těsnicí ústrojí do kondicionéru a do dávkovacího šneku, který je výhodně součástí kondicionéru. Dávkovací šnek usušené výpalky dávkuje do prstencového granulátoru, který je řízen automatikou. Z granulátoru padají pelety do chladiče granulí. Chladicí vzduch je dopravován do chladiče granulí ventilátorem a znečištěný vzduch z chladiče granulí je čištěn ve filtru a dále je veden do aspirace a dezodorizace. Množství úsušků je 80-160 t. m⁻³ surových výpalků s 90% sušinou.

Spojené kapaliny z předcházejících stupňů se odvádějí na acidifikaci za řízených podmínek v acidifikační nádrži s dobou zdržení 0,5-50 hod a s procentem acidifikace 3 - 86 % zacidifikovatelné CHSK. pH v acidifikaci je drženo v rozmezí 4,8 - 9,2. Při acidifikaci se kapalina míchá míchadlem a podmínky jsou drženy tak, aby poměrný obsah mastných kyselin C₂-C₁₅ udržel granulaci kalu v anaerobním reaktoru bez problémů s rozpadem granulí. Úprava pH se provádí dávkováním alkálií a kyselin, především dávkováním NaOH a MgO v množství 0,1- 3 kg.m⁻³ kapaliny. Surová

vstupní voda je z teplot 70-80 °C zchlazena vzduchovým chladičem a naředěním ředící biologicky vyčištěnou vodou na teplotu okolo 40 °C. Z acidifikace se část proudu odpadní vody v množství 0- 15 % nátoků odvětvuje do aerobního procesu pro účely denitrifikačních procesů.

Anaerobní rozklad acidifikované kapaliny se provádí pomocí granulované biomasy v systému, který je odolný vůči přetížení a snese vysoké koncentrace suspendovaných látek v nátokové vodě. Současně pracuje při vysokém zatížení se systémem jednoduché i dvojitě separace směsi granule-plyn-kapalina. Systém je též samoregulovatelný recirkulací pomocí bioplynového mamutkového čerpadla. Stoupavá rychlost v reaktoru je 0,25-12 m.h⁻¹, doba zdržení 2- 50 hod, zatížení kalu 5-105 kg CHSK m⁻³ den⁻¹, provozní teplota 25-40 °C. Reaktor je napájen čerpadly z mix tanku. Předčištěná kapalina z anaerobního reaktoru odtéká gravitačně do reaktoru pro vysrážení dusíkatých látek. Úprava pH v mix tanku se provádí dávkováním alkálií a kyselin, především dávkováním NaOH v množství 1 až 50 kg. m⁻³ kapaliny. Anaerobní granulovaný kal je produkován v množství 0,01-0,05 kg .kg⁻¹ odstraněné CHSK a je prodejnou komoditou. Redukce CHSK je minimálně 90 %.

Dalším stupněm je vysrážení dusíkatých látek z předčištěné vody ve formě nerozpustného fosforečnanu hořečnatu-amonného, což je cenné komerční hnojivo Struvit.. Důvodem je nutnost srazit koncentrace dusíku přitékajícího posléze do aerobie na minimální míru tak, aby velikost aerobního stupně byla co nejmenší. Úprava pH a obsahu amoniaku se provádí dávkováním MgCl₂ v množství 0,1-2 kg. m⁻³ kapaliny a H₃PO₄ v množství 0- 1 kg. m⁻³ kapaliny. Krystalická sůl se odstraňuje přes spádové síto a pytluje jako prodejné hnojivo. Množství Struvitu je 0,5-5 kg. m⁻³ surových výpalků.

Vyrobený bioplyn v anaerobním reaktoru má vysoké procento methanu, až 85 %. Před použitím je nutno tento plyn odsířit, protože proces výroby lihu používá kyselinu sírovou a sírany se z vody transformují na sirovodík v bioplynu. Ten se odsiřuje výhodně tak, že se v proudu bioplynu provádí biologické odsíření za současné produkce elementární síry, kterou lze komerčně využít nebo recyklovat a použít na výrobu kyseliny sírové. Procento odstranění síry z bioplynu je až 98%. Množství síry je 0,4-4 kg. m⁻³ surových výpalků.

Odsířený bioplyn se akumuluje ve vyrovnávacím plynojemu a je buď spalován na kogeneračních jednotkách na výrobu elektrické energie, nebo přímo v lihovaru na kotelně na výrobu páry pro energetické účely lihovaru přimísením do zemního plynu, nebo jako doplňkové palivo k jiným palivům. Prodej elektrické energie do sítě či spotřeba přímo v lihovaru je ekonomicky výhodná. Součástí uzlu je i hořák přebytečného bioplynu. Množství bioplynu je 15-25 m³. m⁻³ surových výpalků s možnou produkcí elektrické energie 35 - 58 kWh.m⁻³ surových výpalků a



dodatkového tepla ve formě 80 -90 °C teplé vody v množství 60 - 100 kWh.m⁻³ surových výpalků.

Následující aerobní odbourávání vody z anaerobního procesu zpracovává pouze 2-10 % vstupního znečištění včetně části proudu surové odpadní vody z acidifikace v množství 0- 15 % nátoků, který odvětvuje do aerobního procesu pro účely denitrifikačních procesů. Samotný aerobní proces se skládá z předřazené denitrifikace prvního stupně -DI, nitrifikace prvního stupně-NI, denitrifikace druhého stupně-DII, nitrifikace druhého stupně-NII, dosazovacích nádrží a regenerace aktivovaného kalu-R. Zkráceně se proces označuje symboly R-DI-NI-DII-NII. Proces přivádí odpadní vodu do DI v množství 0-100 % nátoků odpadní vody, a do DII v množství 100-0% nátoků odpadní vody. Systém zahrnuje dvě vnitřní recirkulace vždy z konce nitrifikace do denitrifikace příslušného stupně v množství 0-100% nátoků, a současně velkou vnější recirkulaci z dosazovací nádrže-DN do regenerace-R v množství 10-200 % nátoků. Z regenerace přepadá kal gravitačně do stupně DI.

Aerobně dočištěná voda odtéká z dosazovacích nádrží a plní parametry a standardy ČR kladené na vyčištěnou odpadní vodu vypouštěnou do toku. Z aerobního dočištění je produkován přebytečný kal, který je nutno likvidovat po odvodnění na odstředivkách či kalolisech skládkování, či využitím v zemědělství a zahradnictví kompostováním, nebo spálením v kotelnách jako energetické palivo. Množství kalu ve formě 20% sušiny je 0,05-0,1 m³. m⁻³ surových výpalků, odvodnění kalu vyžaduje dávkování polyflokulantu v množství 0,001 až 0,01 kg.kg⁻¹ sušiny kalu. Zatížení kalu v aerobii je na úrovni 0,03- 0,15 kg BSK₅.kg_{NL}⁻¹.den⁻¹ tak, aby proces byl schopen denitrifikovat a nitrifikovat současně. Na dosrážení CHSK, fosforu a barvy je dávkován FeCl₃ v množství 0,1-10 kg. m⁻³ surových výpalků. Na odsazení kalové směsi v dosazovacích nádržích se výhodně využívá stírací zařízení v podélně protékaných nádržích se souproutým tokem kalu a vody. Separace kalu z kalové směsi lze rovněž použít při zachování parametru doby zdržení v rozmezí 0,5 - 10 hod, zatížení plochy 0,2-1,5 m.hod⁻¹ a zatížení plochy NL 0,5-14 kgNL.m⁻².hod⁻¹.

Aerobně dočištěná voda se může používat na recirkulaci do acidifikace (20-80 % přítoku surové vody) a flotace (80-20 % přítoku surové vody), eventuelně doplnění do chladicích okruhů. Hlavní recirkulace je výhodně vedena do odparek na výrobu destilované vody pro výrobní účely lihovaru, zdrojem tepla jsou přebytky tepla z lihovaru, uplatněné na odparce za sníženého tlaku. Odparky je možno sanitovat CIP stanicí, likvidace vyčerpaných sanitačních prostředků je řešena v rámci aerobního stupně čištění odpadních vod.

Biolihoar se spotřebou 600 t pšenice ze den je v koncovce schopen produkovat vedle biolihu až:

- 20 000 až 80 000 kWh/den elektrické energie,
- 80 až 160 t úsušků/den o sušině 90 % h jako krmiva,

- 0,4-1,5 t granulovaných kalů/den o sušině 10 % pro potřeby čistíren odpadních vod,
- 0,5-2,5 t Struvitu/den (hnojivo $MgNH_4PO_4$),
- 0,4-2,0 t elementární síry/den s čistotou až 96 %,
- 40 000- 160 000 kWh/den tepla ve formě 80 °C teplé vody a
- 5-20 t aerobních kalů/ den ve formě 20 % sušiny.

Vyčištěná voda po aerobním dočištění má parametry v rozmezí:

- CHSK _{Cr}	40-190 mg/l	- BSK ₅	5- 25 mg/l
- NL	5- 30 mg/l	- N _C	15- 50 mg/l
- SO ₄	50-300 mg/l	- RAS	600-2000 mg/l
- P _C	2- 10 mg/l	- T	20-40 °C

a výhodně je jí možno použít pro recirkulace do výroby lihu průchodem přes odparku či přímo na ředění surových výpalků při jejich acidifikaci.

Předmětem předloženého vynálezu je také zařízení pro provádění předmětného způsobu, které je znázorněné na přiloženém obr.1 , listy 1 až 6 .

Zařízení sestává ze skladovací nádrže výpalků 101, která je spojena vedením s dekantacími odstředivkami 103-1,2, a dále vedením kapalné fáze s vyrovnávací nádrží 106 A a tato je spojena jednak vedením vody s aerobním reaktorem 601 A,B,C,D,F a jednak vedením vody přes míšič 503 B, flotační dočišťovací jednotku 503 A a chladič 504 C s acidifikačním tankem 504 A, přičemž z této flotační dočišťovací jednotky 503 A je vyvedeno vedení flotačních kalů do sběrné nádrže a eventuelně odstředivky 508, které jsou spojené vedením se zásobníky kalů 104-1,2, za acidifikačním tankem 504 A je umístěn mix-tank 505 A a anaerobní reaktor 506 A, hlava tohoto reaktoru je propojena vedením bioplynu s odsířovací jednotkou 701 a plynojemem 702 A, přičemž anaerobní reaktor 506 A je dále spojen vedením vody přes mix-tank 505 A s MAP reaktorem 507 A, opatřeným dávkovači chemikálií 507 B-1,2 a odlučovačem krystalů 507 D a spodní část anaerobního reaktoru 506 A je spojena vedením vyprodukovaného granulovaného anaerobního kalu s kalovou nádrží 506 C, MAP reaktor 507 A je spojen vedením vody s aerobním reaktorem 601 A,B,C,D,F s přívodem vzduchu 601 E a tento je spojen přes dosazovací nádrž 602 A s nádrží vyčištěné vody 603 a z dosazovací nádrže 602 A vychází dále vedení kalu do kalové nádrže 604 A a zahušťovací jednotky 605 A, přičemž z dekantacími odstředivek 103-1,2 vychází kalové vedení do zásobníků kalů 104-1,2, odkud vychází buď vedení do sběrného tanku 107 nebo do sušárny 204-1,2 s následným zpracováním.

Výše popsané zařízení pracuje následujícím způsobem:

Ze skladovací nádrže výpalků 101, se pomocí čerpadel 102-1,2 dopravují výpalky do dekantacími odstředivky 103-1,2, odkud se proud kapalné fáze odvádí do vyrovnávací

nádrže 106 A, odkud je část vody čerpána čerpadlem 106 B do aerobní části ČOV 601, přičemž hlavní proud je gravitačně veden na sekundární separaci suspendovaných látek vč. odpěňovacích olejů 503 A, přičemž do sekundární separace přes mísič 503 B se přidává dávkovacími čerpadly 503 C-1,2,3 část aerobně vyčištěné vody z nádrže vyčištěné vody 603, flokulant a vápno a odkud kapalná fáze zbavená v podstatné míře suspendovaných látek odtéká gravitačně do míchané acidifikace 504 A, kam se přidává dávkovacími čerpadly 504 B-1,2,3 zbylá část recirkulované vyčištěné vody z nádrže 603, oxid hořečnatý a louh sodný, proud sekundárně odstraněných suspendovaných látek se buď při dostatečné sušině 30% vede přímo do dávkovací váhy posice 104-1,2 společně s kaly z 103-1,2, a nebo při nedostatečné sušině se tento proud odvodní na strojním odvodnění po vymíchání vzduchem a přidání organického škrobového koagulantu výhodně na odstředivce 508.

Voda před nátokem do acidifikace je ochlazená na vzduchovém chladiči 504 C na teplotu vyhovující acidifikačním procesům a na určitý stupeň acidifikovaná voda je pak čerpána čerpadlem 504 D do mixtanku 505 A, který je vybaven míchadlem, a do něhož je dávkován dávkovacím čerpadlem 505 B louh sodný na úpravu pH, přičemž voda v mixtanku je smíchána s recirkulovanou vodou z anaerobního reaktoru v T-zařízení a je následně čerpána čerpadly 504 C do anaerobního reaktoru 506 A, který pomocí anaerobní a bez nosiče spontánně granulované biomasy, odlučovacích stupňů směsi kal-plyn-kapalina o počtu 1-20, též i s pomocí bioplynové mamutky a odlučovací a odpěňovací hlavy čistí odpadní vodu za produkce bioplynu a prodejné přebytečné granulované biomasy, která se akumuluje v kalové nádrži 506 C přebytečného anaerobního granulovaného kalu, který je čerpán do nádrže čerpadlem 506 B.

Bioplyn z vrcholku reaktoru je veden přes odsířovací zařízení 701 biologické či chemické, kam je dávkován louh sodný a je produkována elementární síra uskladněná v kontejneru, do vyrovnávacího plynojemu 702 A, a odtud pomocí dmýchadla 702 B do kogeneračních jednotek či plynových turbin 703, které produkují elektrickou energii a odpadní teplo, nebo jako přídatné či hlavní palivo do kotelny, která využívá paliva na výrobu páry, přičemž součástí uzlu bioplynového je i hořák přebytečného bioplynu 705 a chlazení chladicí vody z výroby elektrické energie 704, pokud teplo nebude využíváno jinak.

Voda odtékající z mixtanku je gravitačně vedena do MAP reaktoru 507 A, kde se za pomoci dávkovacích čerpadel 507 B-1,2 dávkuje chlorid hořečnatý a kyselina fosforečná, a pomocí dmýchadla 507 C dávkuje vzduch tak, aby vysrážený fosforečnan hořečnato-amonný tvořil krystaly, které jsou periodicky odstraňovány z MAP reaktoru pomocí spádového síta 507 D, přičemž krystaly jsou pytlvány a proud odcezené kapaliny je čerpán do aerobie 601 pomocí čerpadla 507 E.

Nádrže 504 A, 505 A, 506 A, 507 A jsou zakryty a odsávány pomocí ventilátoru v ex provedení 801 B-1,2,3,4 do dezodorizačního filtru 801 A pro odpachování vzdušnin.

Voda z MAP reaktoru je vedena gravitačně do aerobní části ČOV, a to větší část nejprve do denitrifikace I 601 A, která je míchána míchadlem, přičemž směs aktivovaného kalu a vody postupuje gravitačně do aerované nádrže nitrifikace I 601 B1, která je aerována pomocí dmýchadel 601 E a aeračních elementů, a směs dále postupuje do denitrifikace II 601 C, která je míchána míchadlem, přičemž směs aktivovaného kalu a vody postupuje gravitačně do aerované nádrže nitrifikace II 601 D1, která je aerována pomocí dmýchadla 601 E a aeračních elementů, načež kalová směs z nitrifikace II postupuje do dosazovacích nádrží 602 A, odkud je vratný usazený kal recirkulován vnější velkou recirkulací pomocí čerpadel 602 B čerpán do regenerace 601 F, která je aerována pomocí tlakového vzduchu z dmýchadel 601 E a pomocí aeračních elementů, přičemž oba stupně nitrifikací mají interní recirkulaci kalové směsi z konce nitrifikační nádrže do denitrifikace příslušného stupně prováděnou pomocí čerpadel 601 B2, 601 D2, a současně je do nátku dosazovacích nádrží 602 A dávkován chlorid železitý a flokulant pomocí čerpadel 601 B-1,2 na vysrážení přebytečného fosforu, barvy a snížení CHSK, a vyčištěná voda se přes přelivné hrany dosazovacích nádrží dostává gravitačně do nádrže vyčištěné vody 603, odkud je pomocí čerpadel 504 B-1, 504 C-1 čerpána voda do acidifikace 504 A, a do mísiče 503 B.

Přebytečný kal ze systému aerobní části ČOV je odčerpáván periodicky pomocí čerpadel 604 B do kalové nádrže 604 A, odkud je odtahována automaticky gravitačně kalová voda při dopouštění další části kalu, a to při vypnutém provzdušňování aeračního systému aerobní stabilizace kalu a dmýchadel 604 D a to tak, že se vrací pomocí potrubního vedení do regenerační nádrže 601 F, zatímco zahuštěný kal na cca 3% sušiny je čerpán pomocí čerpadel 604 C a nadávkování polyflokulantu pomocí flokulační stanice a čerpadel polyflokulantu 604 E a odvodnění na odstředivce 605 A s výslednou sušinou kalu 20- 30 % tak, aby kal bylo možno alternativně čerpat čerpadly 605 B a odsoušet společně s kaly z dekantačních odstředivek 103 -1,2 a ze sekundární separace suspendovaných látek 503 A, přičemž směs kalů by pak sloužila v případě neodbytu zmíněných kalů pro krmné účely jako energetické palivo pro výrobu páry, nebo lze aerobní kal po odvodnění skládkovat, nebo využít kompostováním.

Kaly a koláče jsou gravitačně nebo pomocí čerpadel dopraveny do míchaných a vážených zásobníků 104-1,2, odkud jsou promíchané kaly dávkovány dávkovacím objemovým a pístovým zařízením 105-1,2 do domíchávače 203-1,2, kam současně přichází z dávkovacího recyklu 202-1,2 část usušené směsi, přičemž homogenizovaný proud až tří surovin a koláčů je veden do dvourotorové trubkové sušárny 204-1,2 s recirkulací vzdušnin a úsušků, kam je přiváděna pára z kotelny závodu a recirkulovaná vzdušnina ze sušárny, která je dohřáta ve vzduchovém výměníku 212-1,2 sytou topnou parou, přičemž recirkulace je zajištěna pomocí vysokotlakého ventilátoru

211-1,2, zatímco odpařené brýdové páry ze sušárny o teplotě 100 °C procházejí přes filtr brýdových par 205-1,2 do vodního kondenzátoru brýdových par 208-1,2, odkud inertní plyny prochází přes odlučovač inertních plynů 209-1,2 do zmíněného ventilátoru 211-1,2, zatímco voda z kondenzátoru brýdových par 208-1,2 odtéká do odlučovače tuku 210-1,2 a je použitelná v provozu lihovaru, přičemž úsušky z dvourotorové trubkové sušárny 204-1,2 jsou vedeny vyprazdňovacím šnekovým dopravníkem 206-1,2 a zalomeným redlerem 207-1,2 přes aspirační nástavec 207 A-1,2 na odloučení prachu zpět před napájení domíchávače 203-1,2, odkud nercirkulované úsušky jsou vedeny pomocí šnekových dopravníků 201-1,2 a 213-1,2 do zpracování úsušků před expedicí.

Úsušky z uvedených dopravníků procházejí přes permanentní magnet 301-1,2 pro odloučení kovových předmětů z proudu úsušků do vertikálního šrotovníku 301-1,2 a dále do směšovače pneumatické dopravy 303-1,2 a cyklofiltru 304-1,2, kde jsou odloučeny úsušky od vzduchu, který je vypuštěn do ovzduší, načež úsušky přes těsnicí ústrojí 305-1,2 padají gravitačně do míchače a kondicionéru 306-1,2 a granulačního lisu 307-1,2 a dále do chladiče granulí 308-1,2, kde chladicím médiem je vzduch hnaný do chladiče ventilátorem 309-1,2, přičemž vzduch po chladiči prochází filtrem s dezodorizací 310-1,2 tak, aby neodnášel jemné podíly ven do ovzduší.

Granulované úsušky jsou dopraveny korečkovým elevátorem 401 do systému přímých redlerů 402, 404 s aspiračními nástavci 403, 405, a dále do ocelových sil 406-1,2,3, odkud přes vibrační dno 407-1,2,3 gravitačně spadnou do přímého posuvného redleru 408 s aspiračním nástavcem 410, odkud se pomocí teleskopických hubic 409-1,2 výrobek dostane do dopravních kontejnerů pro sypké hmoty, které je odvezou k závěrečnému využití či likvidaci.

Příklady provedení vynálezu

Vynález je blíže objasněn na základě příkladu provedení, který je zpracován pomocí blokového schéma s uvedením průtoků a složení jednotlivých proudů. Toto schéma je uvedeno na obr. 2 a 3.

PATENTOVÉ NÁROKY

1. Způsob komplexního využití výpalků z velkovýroby biolihu, vyznačující se tím, že se surové výpalky zbaví odstředěním nerozpustného podílu a kapalný podíl se v sekundárním separačním stupni zbaví zbylých dispergovaných látek tlakovzdušnou flotací, odstředěním, vakuovou filtrací nebo kombinací těchto postupů, přičemž zahuštěné husté podíly z těchto obou stupňů s nízkým obsahem solí se podrobí dalšímu zpracování na hodnotné krmivo, kapalné podíly z obou těchto stupňů se po smíchání dále podrobí acidifikaci za řízených podmínek při dodržení hodnoty pH 4,8 až 9,2 a odvádějí se k anaerobnímu odbourávání spodem do reaktoru s granulovanou biomasou, která je tvořena acidifikačními a methanogenními bakteriemi, při teplotě 25 až 40 °C, době zdržení 2 až 50 h a při zatížení granulované biomasy 5 až 105 CHSK/m³.den⁻¹, namnožený granulovaný kal se odebírá a suší, z hlavy anaerobního reaktoru se odvádí bioplyn, který se podrobí procesu biologického odsíření za produkce elementární síry jako vedlejšího produktu a bioplyn se odvádí k energetickému využití, z kapalného podílu se odstraní dusíkaté látky dávkováním chloridu hořečnatého a kyseliny fosforečné za vysrážení nerozpustného fosforečnanu hořečnato-amonného, který se oddělí a odvádí se jako hodnotné hnojivo a kapalný podíl se dále vede na aerobní dočištění, odkud se po odseparování kalu, který se po zahuštění může použít v zemědělství, odebírá vyčištěná voda s parametry vhodnými pro vypouštění do toku, která se vypouští nebo se vrací po eventuelní destilaci zpět do procesu.
2. Způsob podle nároku 1, vyznačující se tím, že se zbavování nerozpustného podílu provádí dekantačním odstředěním při 1000 až 10000 min⁻¹ a při síle 1300 až 11000 g a odstředěný koláč se odvodní.
3. Způsob podle nároku 1, vyznačující se tím, že se sekundární separace kolooidů, obzvláště bílkovin, z kapalného podílu po oddělení nerozpustných látek provádí tlakovzdušnou flotací za předsrážení přítomných síranů dávkováním vápna a flokulantu a získaný kal se odvodní.
4. Způsob podle nároku 1, vyznačující se tím, že se kaly, získané podle nároků 2 a 3 spojí, dále se odvodní odstředěním nebo pomocí kalolisů a suší.
5. Způsob podle nároku 1, vyznačující se tím, že se kapalina, získaná ze separace pevných podílů, podrobí acidifikaci za řízených podmínek při době zdržení 0,5 až 50 h při pH 4,8 až 9,2

při stupni acidifikace 3 až 86 % zacidifikovatelné CHSK a za dávkování hydroxidu sodného a oxidu hořečnatého.

6. Způsob podle nároku 1 ,

v y z n a č u j í c í s e t í m , že se anaerobní rozklad acidifikované kapaliny provádí v reaktoru pomocí granulované biomasy, tvořené acidifikačními a methanogenními bakteriemi, spontánně namnoženými a granulovanými bez nosiče při teplotě 25 až 40 °C a při stoupavé rychlosti kapaliny v reaktoru 2 až 12 m.h⁻¹.

7. Způsob podle nároku 1 ,

v y z n a č u j í c í s e t í m , že se z anaerobně vyčištěné vody vysráží dusíkaté látky přidávkem chloridu hořečnatého v množství 0,1 až 2 kg.m⁻³ a kyseliny fosforečné v množství 0 až 1 kg.m⁻³ a vysrážený fosforečnan hořečnato-amonný se oddělí.

8. Způsob podle nároku 1 ,

v y z n a č u j í c í s e t í m , že se bioplyn, odváděný z anaerobního odbourávání podrobí biologickému odsíření pro odstranění sirovodíku za produkce elementární síry.

9. Způsob podle nároku 1 ,

v y z n a č u j í c í s e t í m , že se dočištění získaného kapalného podílu z anaerobního odbourávání a srážení fosforečnanu hořečnato-amonného provádí anaerobním odbouráváním, při kterém se přebytečný kal odvodní, zahustí a odvádí k využití v zemědělství nebo se spaluje.

10. Zařízení k provádění způsobu podle nároku 1 ,

v y z n a č u j í c í s e t í m , že sestává ze skladovací nádrže výpalků (101), která je spojena vedením s dekantačními odstředivkami (103-1,2), a dále vedením kapalně fáze s vyrovnávací nádrží (106 A) a tato je spojena jednak vedením vody s aerobním reaktorem (601 A,B,C,D,F) a jednak vedením vody přes míšič (503 B), flotační dočišťovací jednotku (503 A) a chladič (504 C) s acidifikačním tankem (504 A), přičemž z této flotační dočišťovací jednotky (503 A) je vyvedeno vedení flotačních kalů do sběrné nádrže a eventuálně odstředivky (508), které jsou spojené vedením se zásobníky kalů (104-1,2), za acidifikačním tankem (504 A) je umístěn mix-tank (505 A) a anaerobní reaktor (506 A), hlava tohoto reaktoru je propojena vedením bioplynu s odsířovací jednotkou (701) a plynojemem (702 A), přičemž anaerobní reaktor (506 A) je dále spojen vedením vody přes mix-tank (505 A) s MAP reaktorem (507 A), opatřeným dávkovači chemikálií (507 B-1,2) a odlučovačem krystalů (507 D) a spodní část anaerobního reaktoru (506 A) je spojena vedením vyprodukovaného granulovaného anaerobního kalu s kalovou nádrží (506 C), MAP reaktor (507 A) je spojen vedením vody s aerobním reaktorem (601 A,B,C,D,F) s přívodem vzduchu (601 E) a tento je spojen přes dosazovací nádrž (602 A) s nádrží vyčištěné vody (603) a z dosazovací nádrže (602 A) vychází dále vedení kalu do kalové nádrže (604 A) a zahušťovací jednotky (605 A), přičemž z dekantačních odstředivek (103-1,2) vychází kalové vedení

do zásobníků kalů (104-1,2), odkud vychází buď vedení do sběrného tanku (107) nebo do sušárny (204-1,2) s následným zpracováním úsušků.

obr. 1

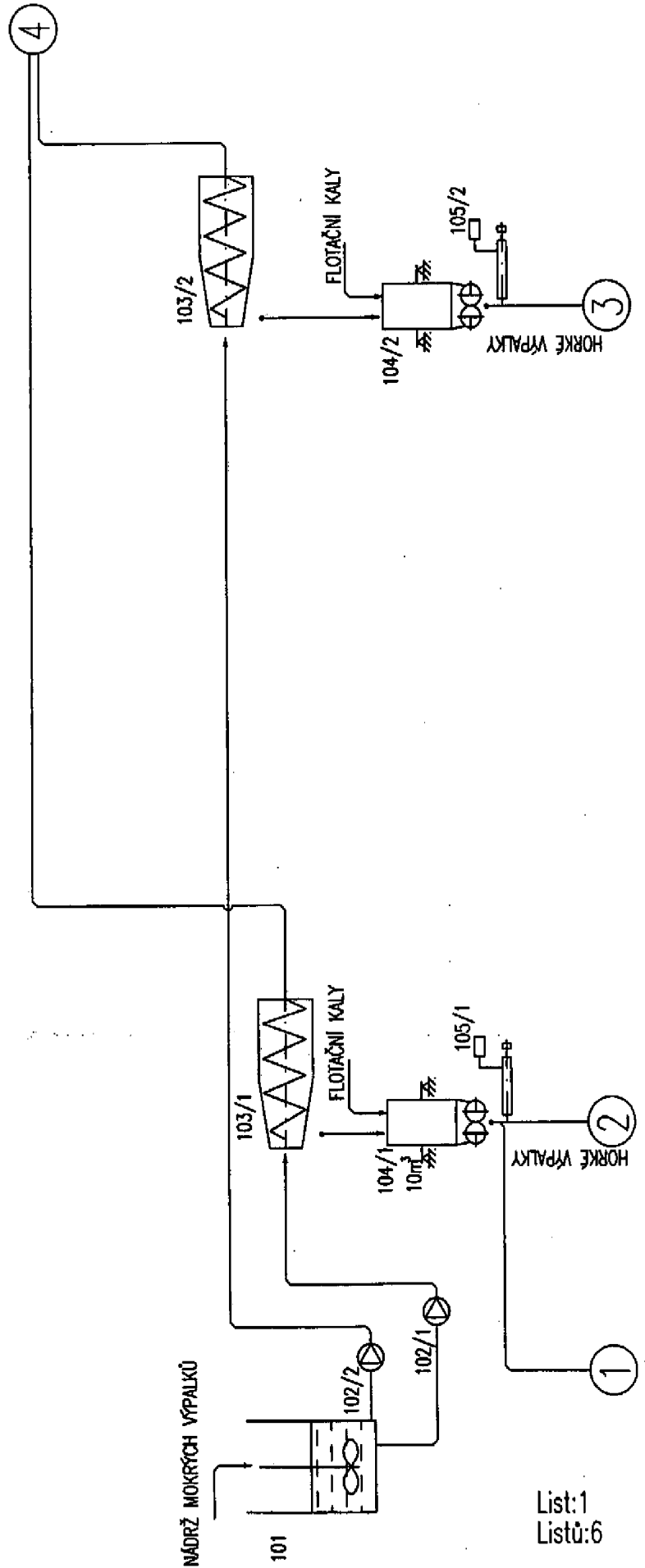
Schéma kladu listů Obr. 1

List.1	List 3	List 6
List 2	List 4	List 5

Obr. 7.7

2.LINKA - SUŠENÍ VYPALKŮ

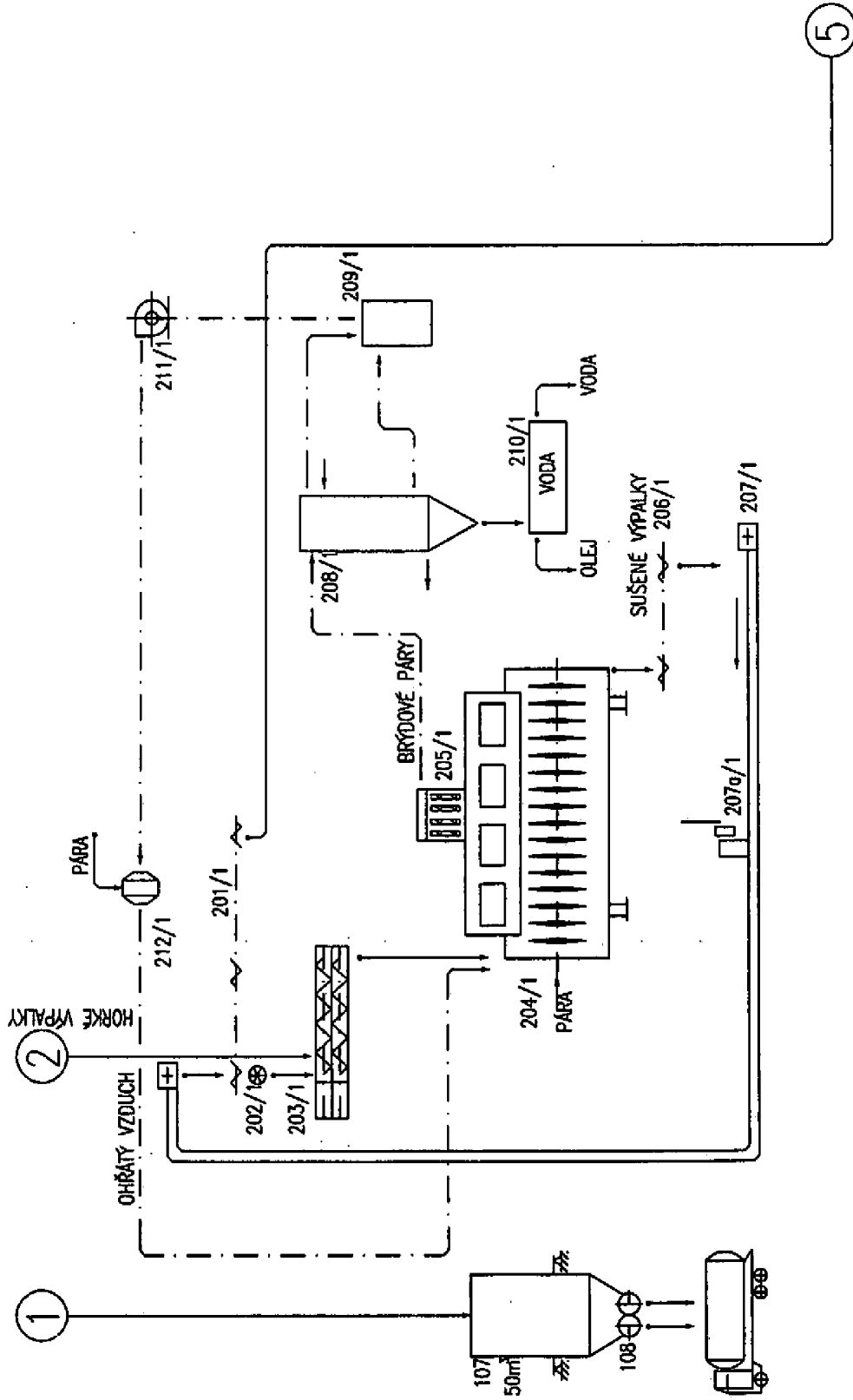
1.LINKA - SUŠENÍ VYPALKŮ



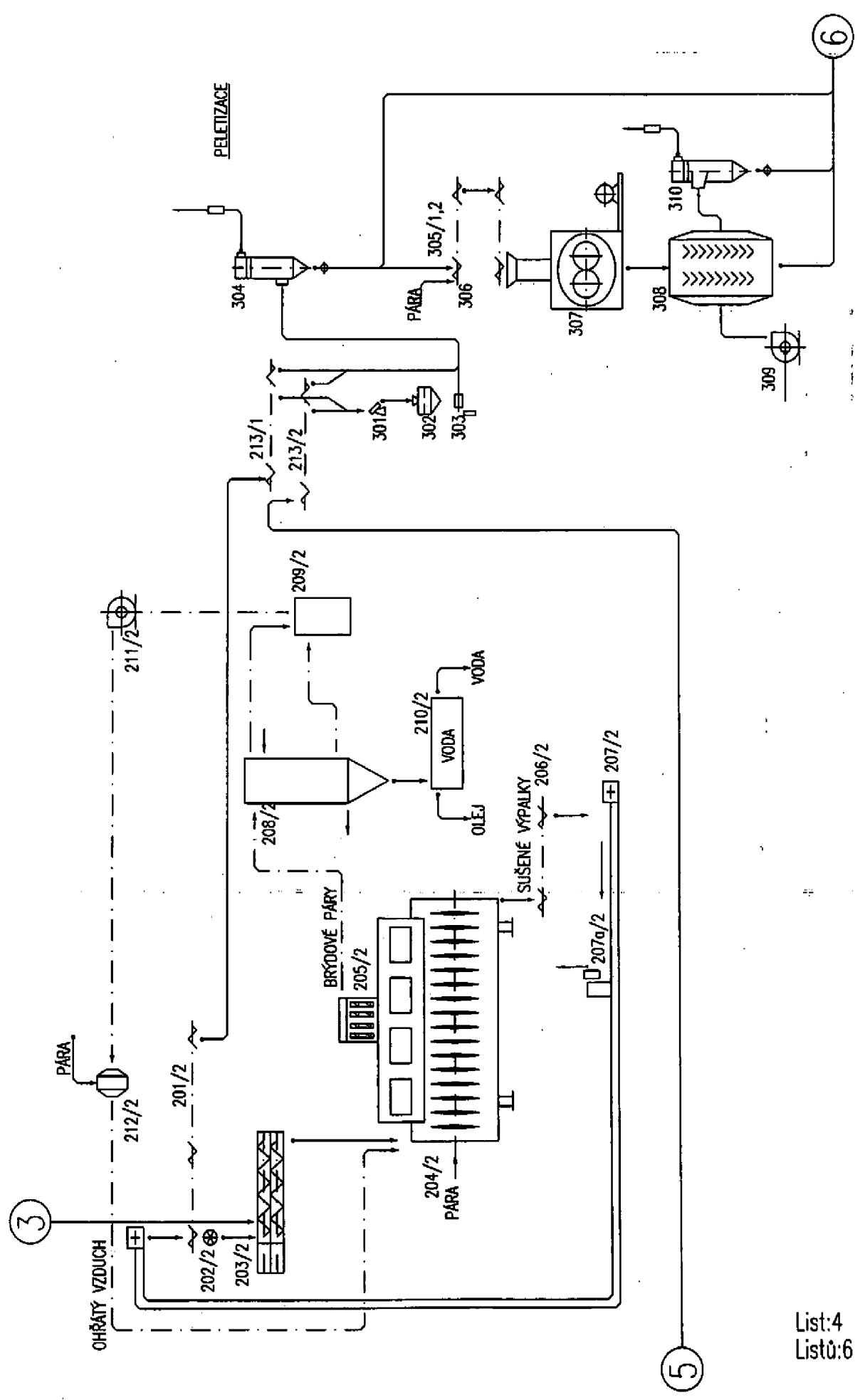
2/9

7V 2008-534

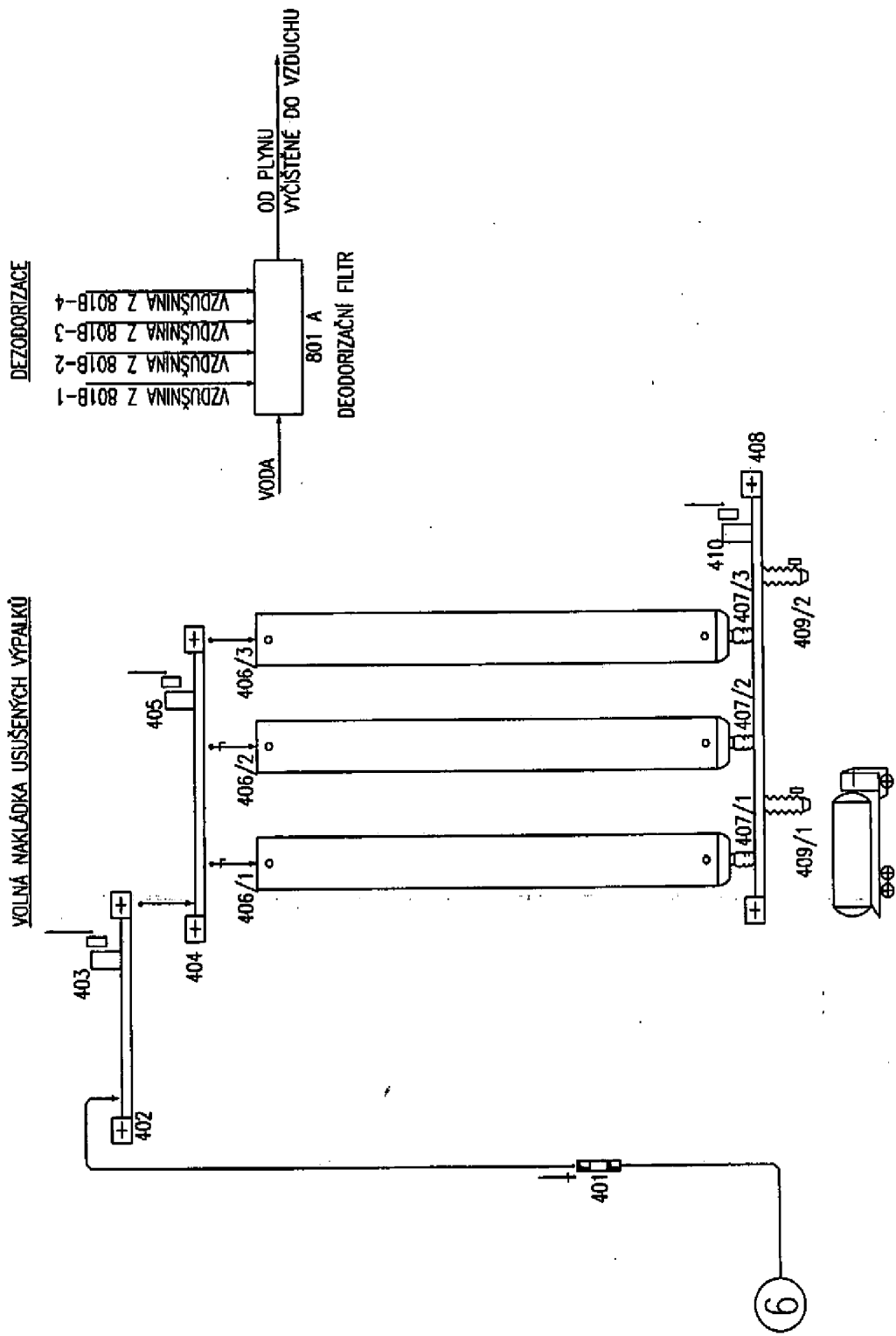
Obr. 1.2



Obr. 7.4



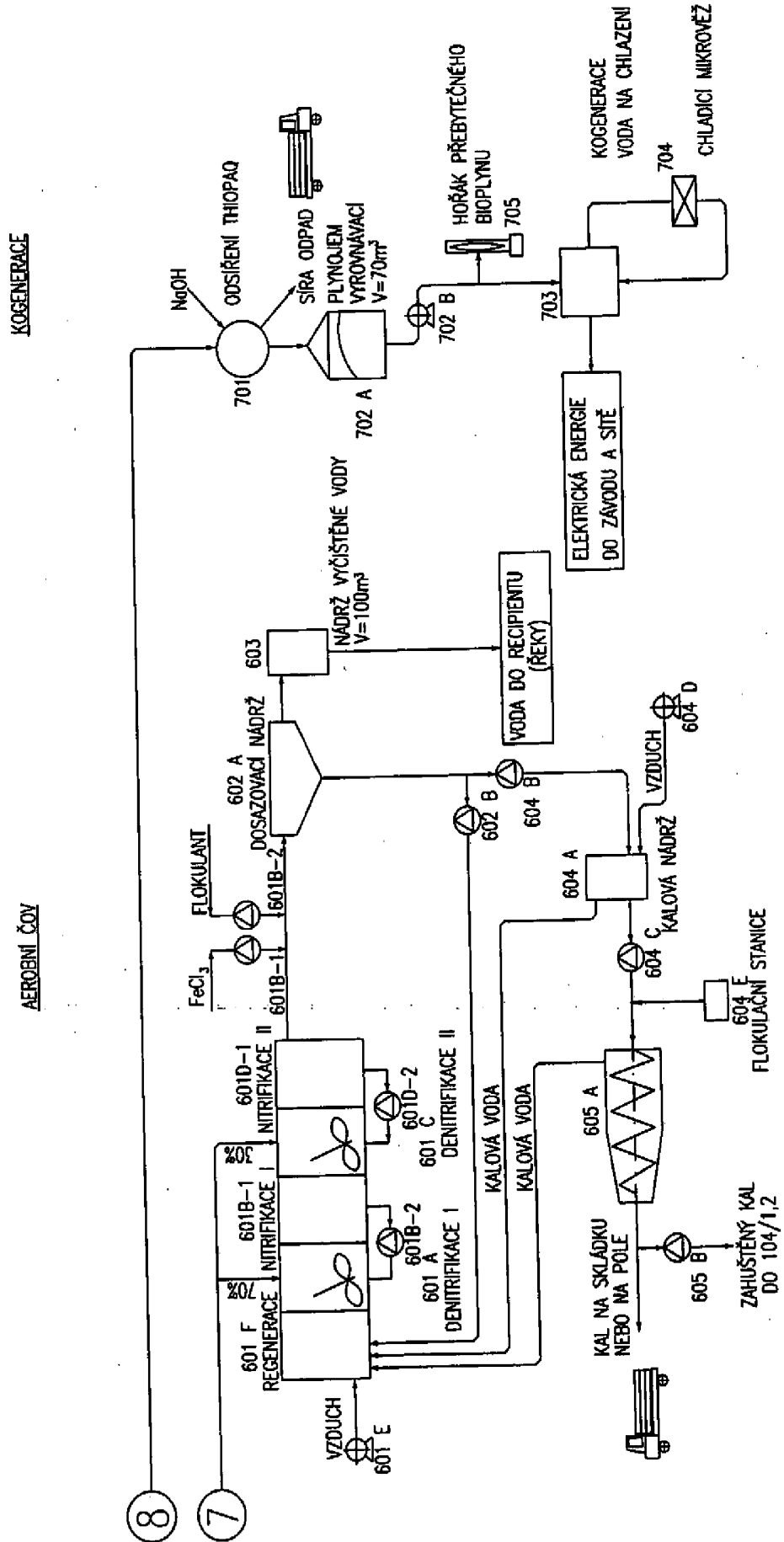
Obr. 7.5



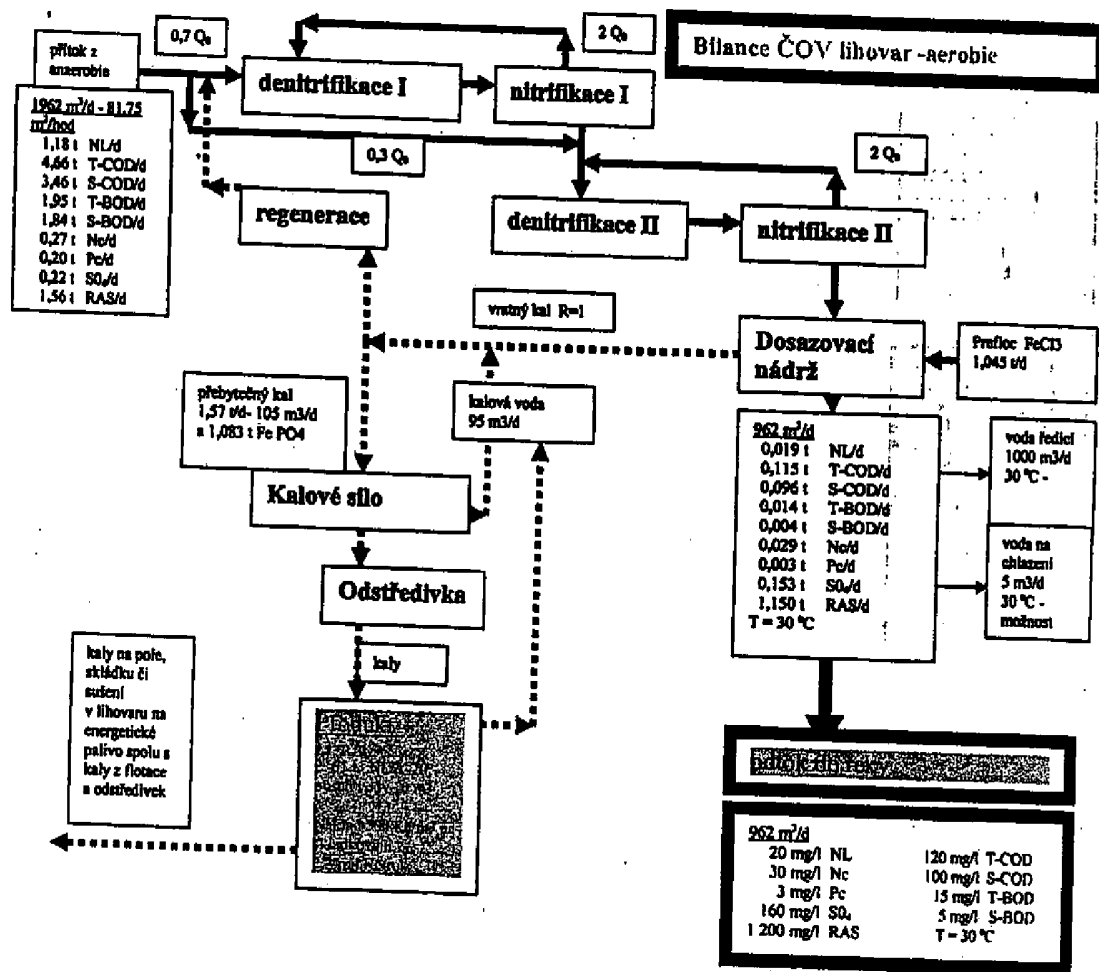
Obr. 1.6

7/9

PV 2005-534



obr. 3



- Seznam zkratk:**
- NL- nerozpuštěné látky
 - N_c - dusík celkový
 - P_c - fosfor celkový
 - SO₄- sírany
 - PO₄- fosforečnany
 - RAS- rozpuštěné anorganické soli
 - T- COD- celková chemická spotřeba kyslíku dvojjchromanová
 - S-COD- rozpuštěná fáze chemické spotřeby kyslíku dvojjchromanové
 - T-BOD- celková biochemická spotřeba kyslíku pětidenní
 - S-BOD- rozpuštěná fáze biochemické spotřeby kyslíku pětidenní