УНИВЕРЗИТЕТ У БЕОГРАДУ

МАШИНСКИ ФАКУЛТЕТ

ЉУБИША А. ВЛАДИЋ

АНАЛИЗА МОГУЋНОСТИ ПРИМЕНЕ ВАКУМСКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕ НАПОЈНЕ ВОДЕ СИСТЕМА ДАЉИНСКОГ ГРЕЈАЊА

ДОКТОРСКА ДИСЕРТАЦИЈА

БЕОГРАД, 2014.

UNIVERSITY OF BELGRADE

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

LJUBISA A. VLADIC

IMPLEMENTATION ANALYSIS OF VACUUM DEGASSING OF FEED WATER FOR DISTRICT HEATING SYSTEMS

DOCTORIAL THESIS

BELGRADE, 2014.

КОМИСИЈА ЗА ПРЕГЛЕД И ОДБРАНУ:

Ментор:	др Бранислав Јаћимовић, редовни професор Универзитет у Београду, Машински факултет
Чланови комисије:	др Србислав Генић, редовни професор Универзитет у Београду, Машински факултет
	др Франц Коси, редовни професор Универзитет у Београду, Машински факултет
	др Небојша Манић, доцент Универзитет у Београду, Машински факултет
	др Дорин Лелеа, редовни професор Универзитет Политехника у Темишвару (Румунија) Машински факултет
Датум одбране:	___.___.2014.

ПРЕДГОВОР

Пред вама је докторска дисертација која је проистекла након вишегодишњег истраживачког рада на процесу десорпције гасова из напојне воде за потребе даљинског грејања, применом метода вакумске дегазације. Као резултат добијене су поуздане процедуре, како за димензионисање будућих постројења, тако и за израду економских анализа и процену инвестиционих и оперативних трошкова постројења у различитим радним условима.

Иако овај рад представља лични научни допринос његовог аутора, он не би могао да се реализује без адекватне помоћи и подршке.

У том смислу, неизмерну захвалност дугујем ментору проф. др Браниславу Јаћимовићу и проф. др Србиславу Генићу, најпре на указаном поверењу, а потом и па драгоценим стручним саветима и сугестијема.

Истраживање не би било могуће извршити да ЈКП „Београдске електране“ и њен менаџмент нису подржали идеју и обезбедили услове за рад, а велику захвалност дугујем колеги Зорану Илићу, директору топлане Баново брдо на којој је израђена и постављена испитна инсталација, који је својим ангажовањем и трудом дао лични допринос, потом колегиници Душици Радуновић из хемијске службе на стручној сарадњи и свим осталим колегама који су на било који начин помогли мој истраживачки рад.

На крају, посебну захвалност упућујем својој породици па разумевању, подршци, и инспирацији у сваком тренутку мог истраживачког рада.

Београд, Април 2014. *мр Љубиша А. Владић*

АНАЛИЗА МОГУЋНОСТИ ПРИМЕНЕ ВАКУМСКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕ НАПОЈНЕ ВОДЕ СИСТЕМА ДАЉИНСКОГ ГРЕЈАЊА

РЕЗИМЕ

Поступак обраде напојне воде дегазацијом има једну од пресудних улога у системима даљинског грејања у смислу заштите постројења од корозије, јер се на тај начин, из претходно хемијски припремљене воде, издвајају кисеоник и угљен диокисид, као основне корозивне супстанције.

У пракси се најчешће користе методи термичке дегазације, мембранске и каталитичке деоксигенације. Један од метода која није довољно испитан и до сада није примењен у пракси је десорпција гасова из воде на сниженом притиску у присуству инертног гаса – вакумска дегазација. Анализом резултата експерименталних мерења приказаних у дисертацији, добијена је поуздана процедура за димензионисање постројења за вакумску дегазацију. У исто време развијена је и процедура за економску анализу рада постројења, помоћу које се могу поуздано проценити инвестициони и оперативни трошкови рада постројења, те изнаћи оптимални режими рада који ће имати своју адекватну примену у пракси.

Кључне речи: **Даљинско грејање, дегазација, економска анализа**

Научна област: **Машинство**

Ужа научна област: **Процесна техника**

УДК: **66.067:621.182.1(043.3)**

697.34(043.3)

IMPLEMENTATION ANALYSIS OF VACUUM DEGASSING OF FEED WATER FOR DISTRICT HEATING SYSTEMS

SUMMARY

Degasification of water plays a crucial role in corrosion protection of pipelines and equipment in district heating systems. In practice, most commonly used degasification methods are thermal, catalytic and membrane degasification. Besides them there is another method: stripping of dissolved gases from water at reduced pressure in the presence of an inert gas. This method also called vacuum stripping has not been tested sufficiently and has been applied in practice only on few occasions. The main part of this dissertation includes the experimental work on vacuum stripping plant of semi-industrial scale and the analysis of the gathered data in order to describe the process in complete. The calculation procedure established in the dissertation is statistically proven as reliable. Other part of dissertation is the economic optimization of working parameters in order to obtain minimal costs, as well as the comparison of vacuum stripping process and other well-known processes.

Keywords: **District heating, degassing, economic analysis**

Scientific field: **Engineering**

Major in: **Processing engineering**

UDC: **66.067:621.182.1 (043.3)**

697.34 (043.3)

САДРЖАЈ

ПРЕГЛЕД КОРИШЋЕНИХ ОЗНАКА

p (barA)	-	апсолутни притисак
p (bar)	-	релативни притисак
Δp (bar)	-	промена притиска
$\dot{m}$ (kg/h)	-	масени проток
$\dot{m}$ (m^3/h)	-	запремински проток
$\tilde{x}$ (ppb_{mas})	-	садржај компоненте у раствору у милијардитим деловима
$\tilde{x}$ (ppm_{mas})	-	садржај компоненте у раствору у милионитим деловима
t (°C)	-	температура
T (K)	-	апсолутна температура
V (m^3)	-	запремина
H_d (KJ/m^3)	-	доња топлотна моћ
$\eta_к$ (-)	-	степен корисности котла
ε (%)	-	ефикасност постројења
Q (W)	-	топлотна снага
P_{el} (kW)	-	електрична снага
M (kg/kmol)	-	моларна маса
R (J/(kmolK)	-	универзална гасна константа
h (J/kg)	-	енталпија
τ (h)	-	време
L (m)	-	дужина
D (m)	-	пречник
w (m/s)	-	брзина струјања флуида
ρ (kg/m^3)	-	густина
ν (Pa s)	-	кинематска вискозност
c_p, kJ/(kgK)	-	специфична топлота при константном притиску
Re (-)	-	Рејнолдсов број
De (-)	-	Динов број
ξ (Pa/m)	-	Коефицијент локалног отпора
C (EUR)	-	цена
f (-)	-	фактор цене
ЈКП	-	Јавно комуанлно предузеће

ТО	-	топлана
СДГ	-	систем даљинског грејања
CEPCI	-	chemical engineering plant cost index (инекс цена)
ISBL	-	inside battery limits (унутрашње границе постројења)
OSBL	-	outside battery limits (спољашње границе постројења)
UKT	-	укупни капитални трошкови
NR	-	напојни резервоар
RHPV	-	резервоар хемијски припремљене воде

1 УВОД

Поступак обраде напојне воде дегазацијом има једну од пресуднх улога у системима даљинског грејања у смислу заштите постројења од корозије. У систему даљинског грејања ЈКП Београдске електране, као једном од највећих система овог типа у региону, припрема напојне воде врши се првенствено поступком термичке дегазације помоћу водене паре, уз накнадни хемијски третман за додатно уклањање кисеоника. На тај начин се, из претходно хемијски припремљене воде, издвајају кисеоник и угљен диокисид као основне корозивне супстанце. За одстрањивање корозивних супстанција из напојне воде у пракси се користе још и методе мембранске и каталитичке деоксигенације. Ова два поступка су знатно јефтинија од термичке дегазације. Заједничко за све ове поступке је захтев за предтретманом воде ради издвајања нечистоћа, које се у поступку дегазације таложе у дегазаторима.

Поред наведених поступака дегазације, постоји и нови метод десорпције гасова из воде, у условима сниженог притиска и у присуству инертног гаса - вакумска деогазација, патентно решење број П-2012/0209. Овај метод до сада није експериментално испитан и представља предмет истраживања и техно-економских анализа у овој докторској дисертацији.

У оквиру докторске дисертације је обухваћена анализа досадашњих истраживања и практичних искустава у области дегазације напојне воде у системима даљинског грејања. Такође, приказана је и анализа сопствених експерименталних истраживања вакумске дегазације, на испитној инсталацији уграђеној управо у систему даљинског грејања у ТО Баново брдо у оквиру ЈКП Београдске електране.

Циљ овог истраживања је:

- могућности примене поступка за напојну воду система даљинског грејања;
- оптимизација техничких параметара поступка и уређаја са гледишта постизања захтеване концентрације кисеоника уз минималан утрошак ресурса (одређивање вредност оптималног вакума у десорберу, топлотне снаге потребне за загревање воде, као и потрошње инертног гаса, као кључних чинилаца овог поступка);

- утврђивање економских параметара и поређење са другим поступцима дегазације.

Ради поређења економских ефеката вакумске дегазације са другим поступцима усвојено је да се анализира типско постројење за дегазацију воде капацитета 20 m^3/h. Очекивани резултат је унапређење методологије пројектовања нових постројења овакве врсте.

2 КОРОЗИЈА У СИСТЕМИМА ДАЉИНСКОГ ГРЕЈАЊА

2.1 ОСНОВНИ ПОЈМОВИ О КОРОЗИЈИ

Корозија се, према [2.1], дефинише као интеракција метала и окружења која резултује деградацијом метала и која може довести до значајних промена у техничким системима (погоршања функције металних делова, трајног оштећења конструкције, негативних утицаја на окружење, итд.).

Корозија и мере заштите од корозије проузрокују повећање трошкова рада техничких система и то: замену оштећених делова техничког система, трошкове изазване неоствареном добити у току поправки, трошкови изазвани оштећењима околних објеката и повредама људи, трошкови везани за мере заштите од корозије (инсталације за хемијски и друге третмане радних флуида, итд.).

На основу више процена дошло се до закључка да трошкови изазвани корозијом износе око 4% од бруто националног производа [2.2]. Сматра се да се ови, веома велики трошкови, могу редуковати за око 15% уколико се за конкретне системе примене одговарајуће мере на бази детаљне анализе узрока корозије [2.2].

Према врсти оштећења изазваног корозијом, корозија може бити:

- равномерна, која се карактерише готово уједначеним губитком материјала по целој површини изложеној корозији;
- локална (неравномерна), кад се губитак материјала јавља само на одређеним местима;
- корозија која изазива напрслине;
- корозија са штетним утицајем на околину.

При равномерној корозији је смањење дебљине елемената конструкције предвидиво и може се релативно поуздано предвидети при одређивању животног циклуса конструкције. Већина оштећења конструкција, са често катастрофалним последицама по околину, углавном потиче од локалне корозије која може довести до изненадних ломова без претходних упозорења, а у неким случајевима врло брзо по стављању конструкције у погон.

Врло често се корозија разврстава у одређене групе, према врсти оштећења (изгледу кородираног материјал) и морфологији.

Углавном је у питању локална корозија електрохемијске природе (детаљније описана у одељку 2.2) и она може бити:

- галванска корозија;
- тачкаста или кратерска (pitting) корозија;
- пукотинска корозија;
- интеркристална корозија;
- напонска корозија;
- ерозијска корозија;
- корозијски замор;
- кавитацијска корозија;
- корозија при трењу;
- селективна корозија;
- корозија од лутајућих струја;
- корозија испод наслага страног материјала.

Галванска корозија настаје на деловима површине неплеменитијег метала у контакту са племенитијим металом са анодним процесом на површини неплеминитијег метала.

Тачкаста корозија започиње на локалним анодама - корозијским ћелијама где се јављају кратери, којих може бити више на површини изложеној корозији. Узроци појаве ове врсте могу бити различити, а врло често се јавља у системима даљинског грејања (СДГ) због присуства кисеоника у води.

Пукотинска корозија се јавља у пукотинама (зазорима) између два тела од истог метала или метала и неметала.

Интеркристална корозија се јавља на граничној површини између кристалних зрна и последица је различите осетљивости граница зрна и самих зрна на корозиони медијум. Често се јавља на завареним спојевима.

Напонска корозија настаје при истовременом деловању статичког напона и локалне корозије када се у материјалу јављају напрслине које могу довести до кртог лома.

Ерозијска корозија је последица заједничког дејства корозије и ерозије.

При ерозијској корозији настаје интензивно локално трошење метала услед струјања корозивног флуида преко површине метала.

Корозијски замор настаје на деловима конструкције који су изложени комбинованом дејству агресивног медијума и динамичких напрезања.

Кавитацијска корозија настаје на деловима површине који су изложени кавитацији

Корозија при трењу настаје на деловима површина које су изложене трењу.

Селективна корозија се јавља у двокомпонентним легурама, када кородира неплеменитија компонента (нпр. децинкација месинга).

Корозија од лутајућих струја се јавља на деловима површине који су аноде под дејством лутајућих струја.

Корозија испод наслага страних материјала настаје на деловима метала прекривеним изолацијом, папиром, песком, опалим лишћем, при чему узроци корозије могу бити различити. Нпр. у [2.3] је детаљно анализиран случај магистралног топловода изолованог PUR пеном експандираном помоћу једињења хлора. Услед деградације PUR пене и продора влаге долази до формирања киселине која је проузроковала значајну корозију топловода.

2.2 МЕХАНИЗМИ КОРОЗИЈЕ

Према механизму процеса корозија се дели на:

- хемијску;
- електрохемијску.

Под хемијском корозијом се подразумева интеракција металне површине и окружења које се одвија као хетерогена хемијска реакција. У овом случају прелаз метала у јонско стање и редукција оксидационе компоненте нису независне појаве по времену и простору. Пример је реакција метала са течним неелектролитима или сувим гасовима.

Електрохемијска корозија се обично се јавља на површини металних конструкција услед истовременог деловања јона средине којој је метална конструкција изложена и слободних електрона у металу, кроз сложену хемијску реакцију при којој се паралелно одвијају анодни и катодни процес. У највећем броју случајева интеракција метала и окружења је електрохемијска реакција при којој атоми метала отпуштају електроне, постајући позитивно наелектрисани јони. Електрони доспели у електролит се везују за атоме супстанција које су присутне у окружењу металне површине стварајући при томе негативне јоне. Метални јони се растварају у електролиту реагујући са негативним јонима. На тај начин се метална површина ”троши” и нестаје у околном електролиту или се позитивни јон метала и негативни јон супстанција из окружења везују стварајући површински талог односно патину. Метал који отпушта електроне у овом случају представља аноду и овај процес се назива оксидација. С друге стране у окружењу се јавља редукција, а оно представља катоду. Супстанција из електролита којој метал предаје вишак електрона се назива деполаризатор и докле постоји деполаризатор у електролиту корозија се наставља. Електрохемијска корозија је најраспрострањенији облик корозије у природи. У СДГ је посебно значајна електрохемијска корозија челичних површина услед присуства кисеоника у води. Постоји већи број утицајних фактора на интензитет корозије у СДГ од којих је најважније поменути:

- концентрација раствореног кисеоника и угљендиоксида;
- температура;
- pH воде;
- концентрација металних јона;
- стање (степен пасивизације) металних површина.

2.2.1 Корозија услед присуства кисеоника у води

При контакту гвожђа и воде са раствореним кисеоником (деполаризатором) гвожђе постаје анода, а вода катода. Деловање кисеоника на гвожђе у овом електрохемијском процесу се може описати следећим реакцијама

Анода: $Fe \rightarrow Fe^{2+} + 2e^{-}$

Катодна кисеонична деполаризација: $\text{˝}O_2 + H_2O + 2e^{-} \rightarrow 2OH^{-}$

Катодна реакција: $Fe^{2+} + 2OH^{-} \rightarrow Fe(OH)_2$

Укупна (збирна) реакција: $Fe + \text{˝}O_2 + H_2O \rightarrow Fe(OH)_2$

Крајњи продукт напред датих реакција је $Fe(OH)_2$ (ферохидроксид). Ова реакција се одвија до тренутка нестанка кисеоника у води. Уколико постоји довољно кисеоника раствореног у води, анодна електрода кородира, при чему се из првобитно насталог $Fe(OH)_2$ уз присуство кисеоника и воде ствара ферихидроксид $Fe(OH)_3$, једињење познато под називом смеђа рђа, према реакцији

$$4Fe(OH)_2 + O_2 + H_2O = 4Fe(OH)_3$$

На слици 2.1 је приказан настанак $Fe(OH)_2$ и његова трансформација у рђу, у оквиру галванске ћелије коју сачињавају гвожђе и вода.

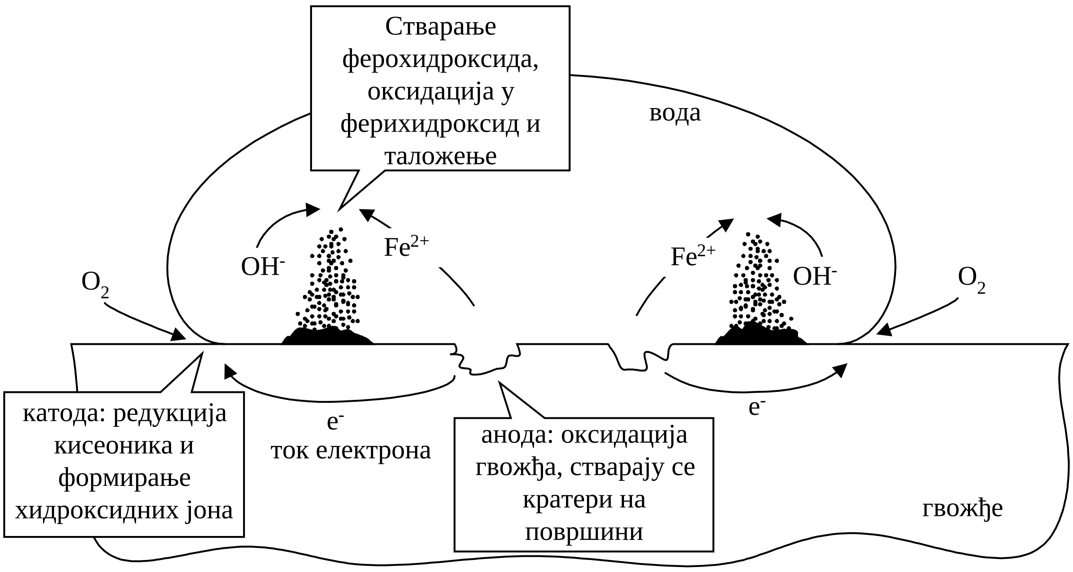
Ферихидроксид се трансформише у хидрат фериоксида (црвена рђа) обично на условима који су карактеристични за системе који нису у погону или у цевоводима кондензата [2.3]

$$Fe(OH)_3 \rightarrow Fe_2O_3 \cdot H_2O$$

Уколико у води нема кисеоника, при вишим температурама карактеристичним за котлове у раду (изнад $100 \div 120°C$), ствара се магнетит и гасовити водоник према збирној реакцији

$$3Fe + 4H_2O \rightarrow Fe_3O_4 + 4H_2$$

При нижим температурама (испод $100°C$) у алкалној средини $pH = 9,6 \div 12$ на површини се формира заштитни слој ферихидроксида $Fe(OH)_3$ [4.20].



Слика 2.1 Настанак $Fe(OH)_2$ и његова трансформација у рђу

Процес формирања једињења гвожђа (углавном оксида) која се могу таложити на металној површини може бити знатно сложенији од напред описаних модела. У неким случајевима може се на металној површини формирати превлака која пружа отпор даљој корозији. Ако је та превлака компактна са добрим механичким својстима (чврстоћа, тврдоћа и отпорност према хабању), ако је слабо растворљива у електролиту и ако добро пријања на металну површину онда она може успорити електрохемијску корозију (долази до пасивизација површине). Превлаку чине оксиди гвожђа (FeO, Fe_2O_3, Fe_3O_4) хидрати оксида гвожђа ($Fe_2O_3 \cdot H_2O$, $Fe_3O_4 \cdot H_2O$), а њен састав зависи од радних услова у термоенергетском систему. Ако у води нема кисеоника, онда заштитини слој формирају магнетит или хематит [2.4]. Магнетит се таложи као рђа црне боје и формира слој мале дебљине $2 \div 25$ «m [2.5], који већим делом чврсто пријања уз металну површину и спречава даљу корозију конструкције. Временом слој магнетита постаје дебљи, постаје порозан и пуца, губи своја заштитна својства, површина постаје погодна за таложење каменца смањујући при томе ефекте размене топлоте котловских грејних површина и размењивача топлоте. Повећани садржај кисеоника у води може довести до оксидације магнетита у хематит који има лошија заштитна својства [2.6]. У таквим случајевима је обично је слој магнетита прекривен хематитом. Корозија изазвана деловањем кисеоника у води ствара кратере (јаме, рупе) на металној површини и изазива тачкасту корозију. У питању је локална корозија, која може имати чак и до сто пута већу дубину продирања у метал од равномерне корозије. Иако је количина метала који деградира значајно мања него код равномерне корозије, тачкаста корозија је опаснија због локалног слабљења металне конструкције. Уколико је кисеоник присутан у напојној котловској води тачкаста корозија се најчешће јавља на првим котловским површинама гледано у смеру струјања воде: на предгрејачима и економајзерима.

2.2.2 Корозија услед присуства угљендиоксида у води

Угљендиоксид у води постоји као слободни растворени гас и везан у облику карбонатних и бикарбонатних јона. Корозија настаје услед реакције воде са слободним угљендиоксидом

$$H_2O + CO_2 \Leftrightarrow H_2CO_3 \Leftrightarrow H^+ + HCO^{3-}$$

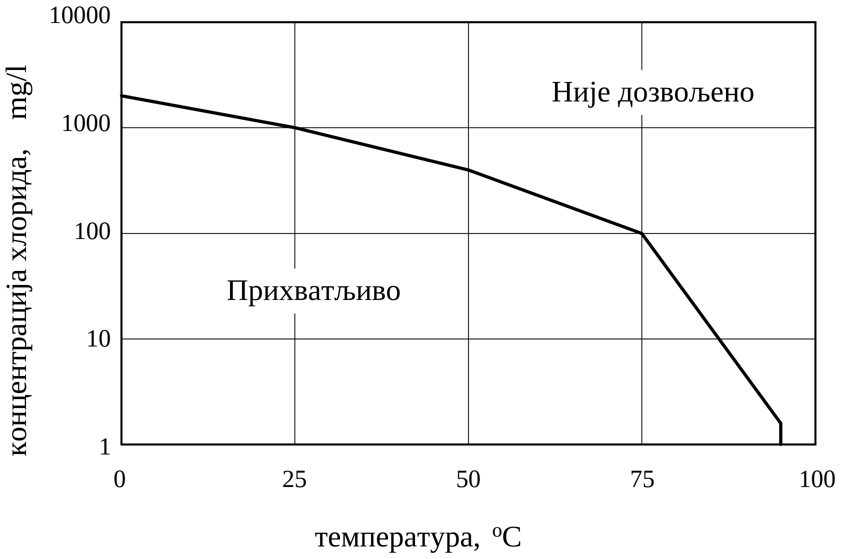
при чему се као продукт јавља корозивна угљена киселина. Угљендиоксид посредно делује као деполаризатор, јер повећава концентрацију водоникових јона услед дисоцијације угљене киселине. Збирна реакција гласи

$$2H_2O + 2CO_2 + Fe \rightarrow Fe(HCO_3)_2 + H_2$$

и траје док у води постоји угљена киселина.

2.3 ДОЗВОЉЕНИ САДРЖАЈ КИСЕОНИКА И УГЉЕН ДИОКСИДА

Садржај кисеоника у напојној води, према Европској норми EN 12952-12: 2003 [2.7], не би требало да пређе границу од 20«g/l. Према раније важећем домаћем стандарду, зависно од намене воде максимални садржај кисеоника се кретао у границама $10 \div 50$ «g/l. Као препоручени максимални садржај кисеоника у [2.8] је наведена концентрација од 5 ppb(mas) за котлове у којима је притисак виши од 14 bar, док се код нископритисних котлова може толерисати чак до 43 ppb(mas). Ради продужења радног века опреме у сваком случају се прописује граница од 5 ppb(mas). Према препорукама [2.9] садржај кисеоника у води мора бити испод 7 «g/l = 7 ppb (mas). У [2.10] се препоручује да се СДГ допуњава и одржава са омекшаном или ДЕМИ водом чији је $pH = 9{,}5 \div 9{,}8$, ради минимизовања депозита у систему (наводи се да депозит дебљине 1 mm доводи до повећања експлоатационих трошкова од 10%. Препоручује се максимални садржај кисеоника од 20«g/l ради смањења ефеката корозије услед формирања магнетитног слоја. Ова препорука се односи на угљеничне челике, а примењује се и за месинг и бакар. За делове СДГ израђене од нерђајућих челика (нпр. размењивачи топлоте) може доћи до галванске корозије, па се препоручује да концентрација хлорида буде у дијапазону у складу са дијаграмом на слици 2.2. С обзиром да се у СДГ перманентно јавља муљ, у [2.10] је препоручено да се око 5% воде континуално филтрира, чиме се концентрација муља одржава у прихватљивим границама. Данска асоцијација даљинског грејања (Danish District Heating Association) је прописала критеријуме у [2.6] који се односе на квалитет воде. Постоје 4 категорије воде у системима даљинског грејања: нетретирана, омекшана, делимично деминерализована и деминерализована вода. За последње три наведене воде pH треба да је у опсегу $9{,}8 \pm 0{,}2$ и концентрација кисеоника испод 20 ppb(mas). ДЕМИ вода треба да има електропроводност < 25 «S/cm. Вода за допуну система је категорисана као: пијаћа, омекшана и ДЕМИ вода.



Слика 2.2 Дијапазон препоручених концентрација хлорида у води

У овом случају ДЕМИ вода треба да задовољава следеће услове: <10 «S/cm, $pH = 9{,}8 \pm 0{,}2$ и садржај кисеоника нижи од 100 ppb(mas) . Практични савети око локације система за дозирања хемикалија, садржаја кисеоника у води се могу наћи у [2.11]. Начин одржавања топловода који према искуствима из Данске обебеђује радни век од 75 година је описан у [2.12]. Једини познати податак о максималном дозвољеном уделу CO_2 у води, пронађен у [2.13], где је наведено да износи 1 ppm(mas) и односи се на морску воду која се користи за потребе технолошких процеса. Осим дозвољеног садржаја CO_2 у табели 1 су на основу [2.13] дати и подаци за максимално дозвољени садржај и O_2 у третираној морској води.

Табела 1 Садржај растворених гасова у морској води [2.13]

Гас	Почетни удео, ppm_{mas}	Максимални дозвољени удео, ppm_{mas}
CO_2	100	1
O2	7,2	0,005
N2	12,1	није дефинисано

2.4 ТЕХНОЛОШКИ ПРОЦЕСИ ЗА УКЛАЊАЊЕ КИСЕОНИКА ИЗ ВОДЕ

Постоји више технолошких процеса који се примењују ради уклањања кисеоника из воде. Генерално ови процеси се деле на физичке и хемијске поступке. Физички поступци се своде на десорпционе поступке као што су: термичка дегазација, вакумска дегазација и деоксигенација мембранским поступком. У хемијске поступке спадају хемијске реакције кисеоника и погодних реагенаса ткз. скевенџера (oxygens cavenger, дезоксиданас), као и каталитичке реакције.

У пракси се највише користе следећи поступци:

- термичка дегазација (у Србији је овај поступак индустријски стандард);
- мембрански деоксигенација (само једно постројење у Србији);
- каталитичка деоксигенација (ни једно постројење у Србији).

2.5 ЛИТЕРАТУРА

[2.1] DIN EN ISO 8044: Corrosion of Metals and Alloys-Basic Terms and Definitions (ISO 8044:1999) Trilingual version EN ISO 8044:1999

[2.2] NBS: Economic Effects of Metallic Corrosion in the United States, National Bureau of Standards, Special Publication, Vol. 511 (NBS, Gaithersburg 1978)

[2.3] Јаћимовић Б., Генић С., Анализа стања виталних подсистема и могућности побољшања рада система даљинског грејања Лазаревца, Машински факултет Београд, 2003.

[2.4] Corrosion - Volume I Metal/Environment Reactions Edited by L.L. Shreir, R.A. Jarman, G.T. Burstein, Butterworth-Heinemann Linacn House, Jordan Hill, Oxford, 2000

[2.5] http://www.cip.ukcentre.com/steam.htm

[2.6] Hilbert L.R., Nielsen L.V., Andersen A., Corrosion Rate Monitoring In District Heating Systems, Nordic Industrial Fund, Project no, 00071, “Monitoring corrosion in district heating systems”, Final Report, May 2004

[2.7] EN 12952-12: 2003 - Kotlovi sa cevima sa vodom i pratece instalacije - Deo 12: Zahtevi za kvalitet napojne vode kotla i kotlovske vode

[2.8] Improving Steam System Performance, A Sourcebook for Industry U. S. Department of Energy’s (DOE) Industrial Technologies Program (ITP)

[2.9] CIBO Energy Efficiency Handbook , Council Of Industrial Boiler Owners (CIBO) 6035 Burke Centre Parkway, Suite 360Burke, VA 22015, 1997

[2.10] http://www.energy.rochester.edu/dk/dea/dh/ren.htm

[2.11] Chapter 2: District Heating Systems Used In Western Europe, Danfos

[2.12] M. Poulsen, Maintenance Of District Heating Pipelines, Journal No 4/2008, www.dbdh.dk

[2.13] Rasquin E. A., Lynn S., Hanson D.N.: Vacuum Degassing of Carbon Dioxide and Oxygen from Water in Packed Columns, Ind. Eng. Chem., Fundam.,Vol. 16, No.1, pp 103-108, 1977.

3 ДЕГАЗАЦИЈА НАПОЈНЕ ВОДЕ У СИСТЕМИМА ДАЉИНСКОГ ГРЕЈАЊА

С обзиром на изнето у Поглављу 2, системи даљинског грејања су изложени значајној опасности од корозије, с обзиром да садрже огромне запремине воде која циркулише кроз топловодну мрежу. Из тог разлога је неопходно вршити перманентну деоксигенацију воде, и то како за потребе допуњавања топловодне мреже, тако и за потребе самих котловских агрегата.

3.1 ПОЈАМ И МЕТОДИ ДЕГАЗАЦИЈЕ

Дегазација је технолошка операција одстрањивања корозивних гасова (првенствено кисеоника и угљен-диоксида) из воде применом физичких или хемијских метода. У основне физичке методе спадају [3.1]:

- термичка дегазација;
- мембранска деоксигенација;
- вакумска дегазација.

Термичка дегазација је процес загревања воде у дегазатору при чему се остварује десорпција растворених гасова из воде. Загревање воде се може вршити у рекуперативним и контактним размењивачима топлоте, при чему се други начин загревања чешће примењује јер је повољнији због већег степена десорпције. Поступак директног мешања воде са воденом паром се примењује у термоенергетским постројењима и у СДГ (обично тамо где постоји производња водене паре). У поступку није могуће остварити потпуну деоксигенацију воде па се најчешће примењује у комбинацији са одговарајућим хемијским методима.

Мембранска деоксигенација је процес који се одвија у дифузионим апаратима у којима се микропорозном мембраном спречава физичко мешање фаза (инертног гаса или вакума са једне стране и течности са друге) и омогућава ефикасни транспорт растворених компоненти из течности у гас.

Вакумска дегазација се обавља у колонама са испуном (алтернативно са подовима), на притиску који је нижи од атмосферског. Захваљујући вакуму растворени гасови се десорпцијом ослобађају из течности и прелазе у гас. Увођењем азота у процес и додатним загревањем воде, ефекти се побољшавају.

Хемијски методи за одстрањивање растворених гасова из воде су:

- каталитичка деоксигенација;
- остали хемијски поступци.

Каталитичка деоксигенација се заснива на растварању водоника у води. Пропуштањем воде (која садржи растворени водоник и кисеоник) преко катализатора, који је углавном од паладијума (Pd), водоник се једини са кисеоником и добија се вода као производ реакције. Метод се примењује само за одстрањивање кисеоника.

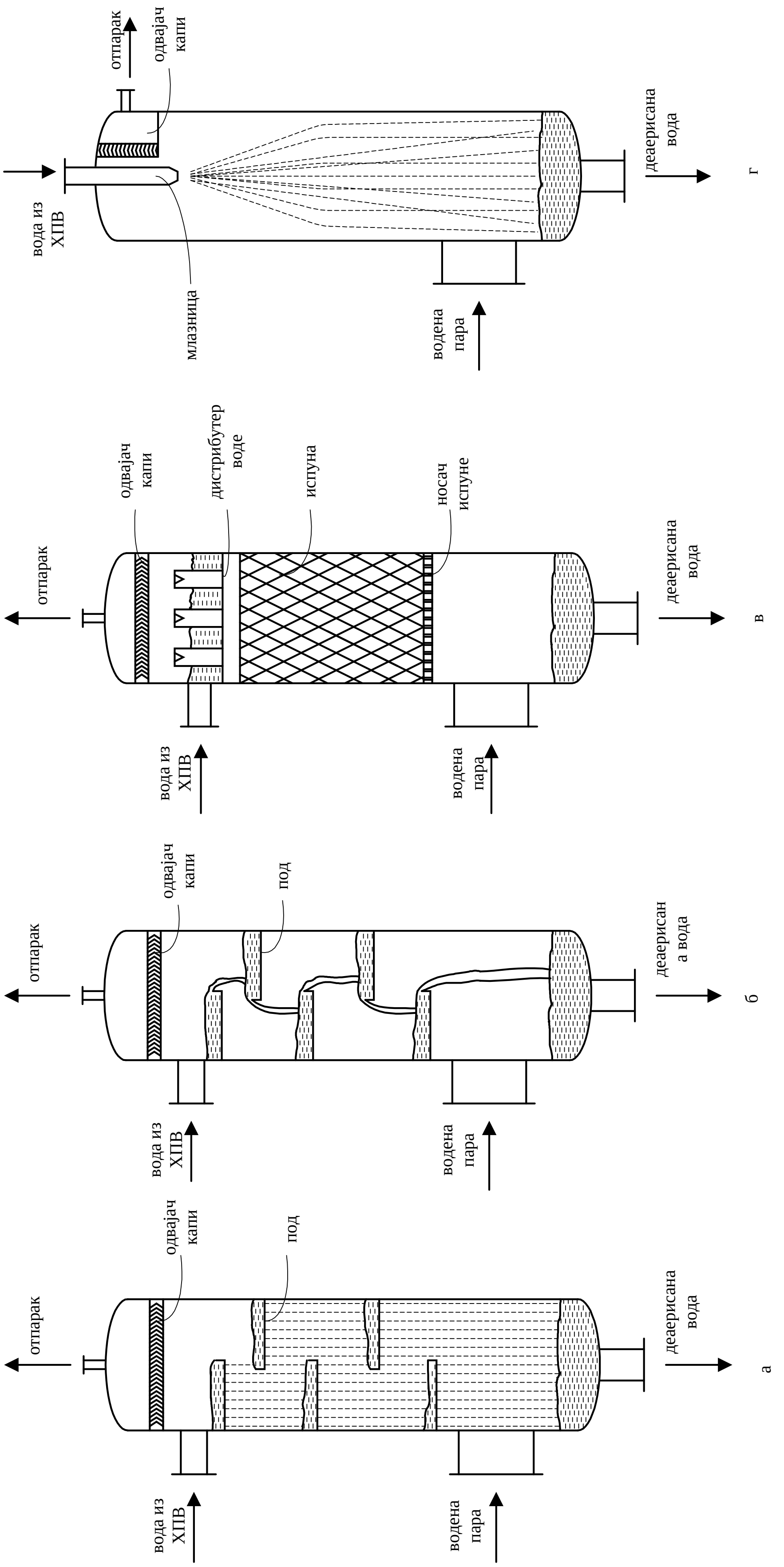
Хемијски поступци се углавном користе за додатно уклањање кисеоника и осталих заосталих растворених гасова при физичким методама деоксигенације. У ту сврху се користе различита хемијска средстава - деоксигенатори (енгл. oxygen scavenger) као што су хидразин (N_2H_4), натријум сулфит (Na_2SO_3), карбо хидразид (CH_6N_4O) и други, који се дозирају у НР или цевоводе. Према [3.6] деоксигенатори се успешно употребљавају када је садржај заосталог кисеоника мањи од 50 ppb(mas).

3.2 ТЕРМИЧКА ДЕГАЗАЦИЈА

Према [3.2] радном притиску дегазатори се деле на:

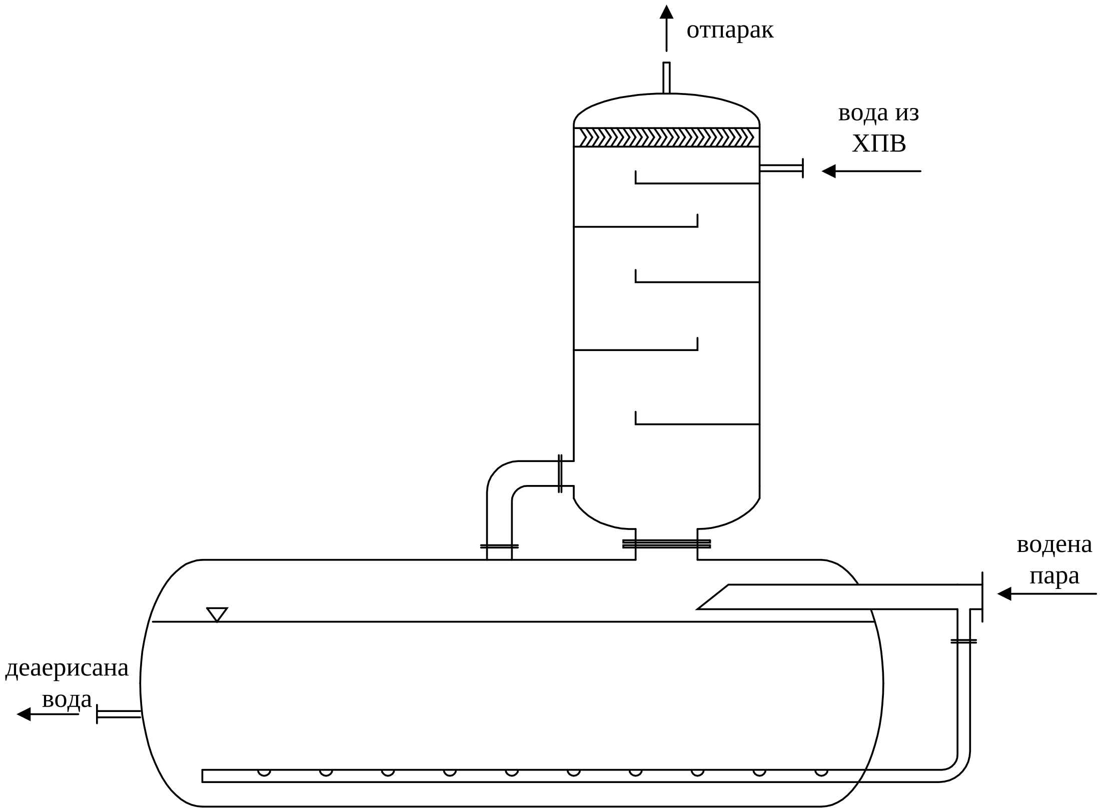
- вакумске (радни притисак нижи од атмосферског);
- атмосферске (радни притисак у опсегу $1{,}2 \div 1{,}7$ barA);
- на повишеном притиску (радни притисак у опсегу $1{,}7 \div 7$ barA).

Контакт фаза [3.2] се остварује у колонама са подовима (слика 3.1.а и 3.1.б), испуном (слика 3.2.в) или млазницама (слика 3.3.г). Колоне са подовима се израђују најчешће у две варијанте: са ситастим подовима (слика 3.1.а) и са подовима са преливнм браном (слика 3.1.б). У колонама са ситастим подовима млазеви воде истичу кроз отворе на поду (перфорација $5 \div 7$ mm [3.2]). Поред колона, у данашње време се користи хоризонтални резервоар у који се пара уводи преко млазница које остварују барботажу паре кроз слој воде. Веома често се примењује комбиновани систем у коме се примарна дегазација обавља у колони, а хоризонтални резервоар је снабдевен са млазницама за пару (слика 3.2). У резервоару се врши додатна десорпција заосталих гасова као и таложење издвојених соли.



Слика 3.1 Колоне које се користе за деоксигенацију

Резервоар може бити димензионисан за потребе котловског постројења, па је уобичајено да се назива напојни резервоар. Уколико се у резервоару испод колоне не обавља барботажа паре кроз слој воде, онда је време задржавања течности у њему ограничава на 15min због могуће реконтаминације воде гасовима који су десорбовани [3.2]



Слика 3.2 Колона са подовима постављена на напојном резервоару

Уколико је потребно да се у резервоару обави и таложење значајнијих количина растворених соли тада се време задржавања воде повећава на $30 \div 45$ min. На повишеној температури разлагање бикарбоната се одвија према реакцијама

$$Ca(HCO_3)_2 \Rightarrow CaCO_3 + CO_2 + H_2O$$

$$Mg(HCO_3)_2 \Rightarrow MgCO_3 + CO_2 + H_2O$$

док се при даљем задржавању на температури кључања одвија хидролиза

$$MgCO_3 + H_2O \Rightarrow Mg(OH)_2 + CO_2$$

Према, [3.3], [3.4] и [3.5] на овај начин се смањује карбонатна и некарбонатна тврдоћа воде, а као услов за примену процеса је да је вода на улазу у апарат тврдоће до 1°d

3.2.1 Технички опис типског постројења за термичку дегазацију воде

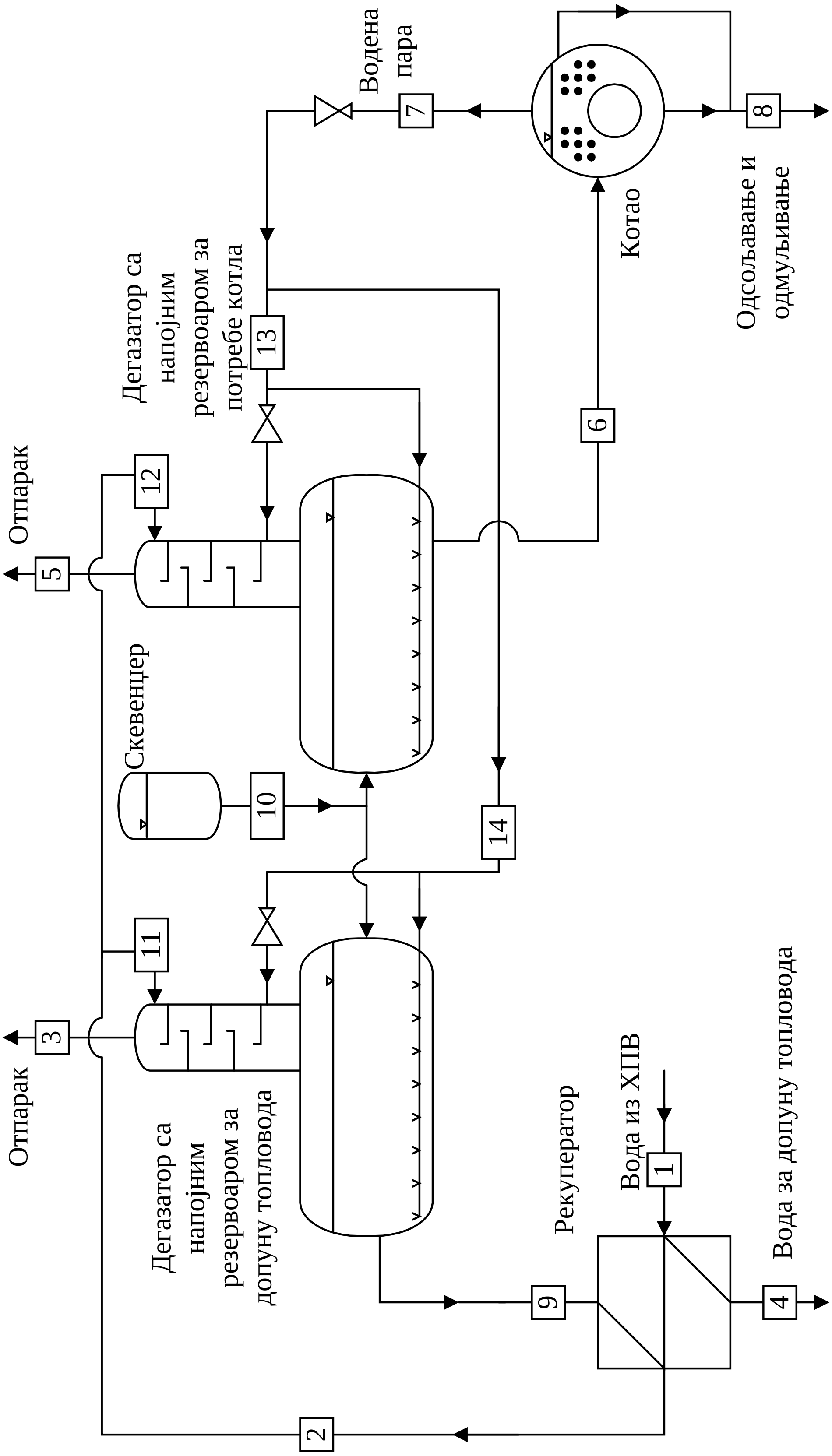
Технолошка шема постројења за термичку дегазацију је приказана на слици 3.3. Вода из постројења за хемијску припрему (1) се уводи у рекуперативни размењивач топлоте. Загрејана вода (2) се уводи у дегазатор са напојним резервоаром за допуну топловодне мреже (11) и у дегазатор са напојним резервоаром за допуну котлова (12). Водена пара произведена у парном котлу се дели на два тока. Први део тока паре (13) иде на млазнице постављене на дна напојног резервоара за допуну котлова, а део се након пригушивања уводи у одговарајући дегазатор. Други део тока паре (14) иде на млазнице постављене на дна напојног резервоара за допуну топловодне мреже, а део се након пригушивања уводи у одговарајући дегазатор. Кисеоник се из дегазиране воде у резервоарима додатно уклања додавањем дезоксиданса (скевенџера) из дозирног уређаја (10). На излазу из напојног резервоара за допуну топловодне мреже (9) вода се шаље у рекуператор у коме се хлади на потребну температуру воде у топловодној мрежи. На излазу из напојног резервоара за допуну котла (6) вода се уводи у парни котао где се загрева и претвара у пару за потребе дегазатора. Кондензат из котла се одсољава и одмуљује (8) и одводи у канализацију.

3.2.2 Топлотни и материјални биланс типског постројења за термичку дегазацију воде при капацитету 20 m3/h

Почетни подаци за израду топлотног и материјалног биланса су:

- проток воде за допуну топловода $\dot{m}_4 = 20\ \mathrm{m^3/h}$
- температура воде на улазу $t_1 = 12\ °\mathrm{C}$
- притисак у дегазаторима (апсолутни) $p_m = 120\ \mathrm{kPa}$
- масени удео кисеоника на улазу $\tilde{x}_{O_2} = 13{,}01\ \mathrm{ppm}$
- масени удео азота на улазу $\tilde{x}_{N_2} = 21{,}12\ \mathrm{ppm}$
- масени удео угљендиоксида на улазу $\tilde{x}_{CO_2} = 0{,}982\ \mathrm{ppm}$
- притисак сувозасићене паре на излазу из котла (апсолутни) $p_7 = 10\ \mathrm{bar}$
- температура сувозасићене паре на излазу из котла $t_7 = 179{,}9\ °\mathrm{C}$

Резултати прорачуна топлотног и материјалног биланса дати су у табели 3.1.



Слика 3.3 Технолошка шема постројења за термичку деоксигенацију воде

Табела 3.1 Резултати прорачуна топлотног и материјалног биланса

Ток	1	2	3	4	5
Масени проток, kg/h	20167	20167	87,1	20000	3,6
Температура, °C	12	86,34	95,06	30	95,06
Притисак, barA	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
Масени удео парне фазе	0	$4{,}44 \cdot 10^{-5}$	1	0	1
Специфична енталпија, kJ/kg	50,52	361,91	2763,80	125,04	2763,80
Моларна маса, kg/kmol	18,015	18,015	18,071	18,015	18,071
Густина, kg/m^3	999,08	925,52	0,716	995,34	0,716
Запремински проток, m^3/h	20,186	21,791	121,88	20,095	5,06
Парна фаза					
Масени проток, kg/h		0,9	87,1		3,6
Специфична енталпија, kJ/kg		120,98	2763,80		2763,80
Моларна маса, kg/kmol		23,5871	18,0705		18,0705
Густина, kg/m^3		0,951	0,716		0,716
Запремински проток, m^3/h		0,942	121,88		5,06
Течна фаза					
Масени проток, kg/h	20167	20166		20000	
Специфична енталпија, kJ/kg	50,52	361,91		125,04	
Моларна маса, kg/kmol	18,0152	18,0151		18,015	
Густина, kg/m^3	999,08	967,28		995,34	
Запремински проток, m^3/h	20,186	20,849		20,095	
Масени проток компоненте, kg/h					
Вода (водена пара)	20167	20167	86,42	20000	3,5719
Кисеоник	0,2624	0,2624	0,2520	0	0,0104
Азот	0,4259	0,4259	0,4091	0	0,0169
Угљендиоксид	0,0198	0,0198	0,0189	0	0,0008
Масени удео компоненте, %mas ; ppb					
Вода (водена пара)	99,99650	99,99650	99,21925	100	99,21925
Кисеоник	0,001301	0,001301	0,289357	20ppb	0,289357
Азот	0,002112	0,002112	0,469733	32ppb	0,469733
Угљендиоксид	0,000098	0,000098	0,021663	0	0,021663

Табела 3.1 - наставак

Ток	6	7	8	9
Масени проток, kg/h	833	758	75,0	20000
Температура, °C	104,81	179,95	179,95	104,81
Притисак, barA	1,2	10	10	1,2
Масени удео парне фазе	0	1	0	0
Специфична енталпија, kJ/kg	438,91	2775,71	763,81	439,51
Моларна маса, kg/kmol	18,015	18,015	18,015	18,015
Густина, kg/m^3	954,3	5,03	886,8	954,3
Запремински проток, m^3/h	0,8733	150,638	0,0846	20,960
Парна фаза				
Масени проток, kg/h		758		
Специфична енталпија, kJ/kg		2775,71		
Моларна маса, kg/kmol		18,015		
Густина, kg/m^3		5,03		
Запремински проток, m^3/h		150,638		
Течна фаза				
Масени проток, kg/h	833		75,0	20000
Специфична енталпија, kJ/kg	438,91		763,81	439,51
Моларна маса, kg/kmol	18,015		18,015	18,015
Густина, kg/m^3	954,3		886,8	954,3
Запремински проток, m^3/h	0,873		0,0846	20,960
Масени проток компоненте, kg/h				
Вода (водена пара)	833	758	75,0	20000
Кисеоник	0	0	0	0
Азот	0	0	0	0
Угљендиоксид	0	0	0	0
Масени удео компоненте, %mas ; ppb				
Вода (водена пара)	100	100	100	100
Кисеоник	20ppb	20ppb	20ppb	20ppb
Азот	32ppb	32ppb	32ppb	32ppb
Угљендиоксид	0	0	0	0

Табела 3.1 - наставак

Ток	11	12	13	14
Масени проток, kg/h	19360	807	30,3	727,7
Температура, °C	86,34	86,34	179,95	179,95
Притисак, barA	1,2	1,2	10	10
Масени удео парне фазе	$4{,}44 \cdot 10^{-5}$	$4{,}44 \cdot 10^{-5}$	1	1
Специфична енталпија, kJ/kg	361,91	361,91	2775,71	2775,71
Моларна маса, kg/kmol	18,015	18,015	18,015	18,015
Густина, kg/m^3	925,52	925,52	5,03	5,03
Запремински проток, m^3/h	20,918	0,872	6,026	144,612
Парна фаза				
Масени проток, kg/h	0,864	0,036	30,3	727,7
Специфична енталпија, kJ/kg	120,98	120,98	2775,71	2775,71
Моларна маса, kg/kmol	23,5871	23,5871	18,015	18,015
Густина, kg/m^3	0,951	0,951	5,03	5,03
Запремински проток, m^3/h	0,904	0,038	6,026	144,612
Течна фаза				
Масени проток, kg/h	19359,36	806,64		
Специфична енталпија, kJ/kg	361,91	361,91		
Моларна маса, kg/kmol	18,0151	18,0151		
Густина, kg/m^3	967,28	967,28		
Запремински проток, m^3/h	20,015	0,833		
Масени проток компоненте, kg/h				
Вода (водена пара)	19358,6826	806,6118	30,3	727,7
Кисеоник	0,2519	0,0105	0	0
Азот	0,4089	0,0170	0	0
Угљендиоксид	0,0190	0,0008	0	0
Масени удео компоненте, %mas ; ppb				
Вода (водена пара)	99,996501	99,996501	100	100
Кисеоник	0,001301	0,001301	20ppb	20ppb
Азот	0,002112	0,002112	32ppb	32ppb
Угљендиоксид	0,000098	0,000098	0	0

3.3 МЕМБРАНСКА ДЕОКСИГЕНАЦИЈЕ ВОДЕ

За дегазацију воде се могу користити и мембрански дифузиони апарати. Мембране су израђују од хидрофобних микропорозних материјала (полипропилена) које деле запремину апарата на део кроз који протиче гас (инертни гас и/или вакум) и део кроз који протиче вода, а конструкција апарата је изведена тако тако да је спречено физичко мешање фаза услед њиховог цурења. Микропоре спречавају воду да лако продре у део простора гасовите фазе, а омогућују ефикасан транспорт растворених компоненти из течности у гас (није у питању селективни транспорт супстанције као у случају примене непорозне силиконске гуме која би се према [3.7] могла применити за ове сврхе). Надпритисак воде при коме долази до продора воде на гасну страну се може одредити помоћу Јанг-Лапласове једначине [3.8]. За полипропиленске хидрофобне мембране пречника пора $0,05 \mu m$ гранични надпритисак износи $10,3 bar$. Ако је разлика притисака мања од граничне вода нећe кроз поре продрети у гас. С друге стране гас продире у поре и долази до непосредног контакта воде и гаса. На тој површини контакта долази до транспорта појединих компоненти из течности у гас или обрнуто, зависно од радних и равнотежних услова за конкретан случај.

Мембране се израђују у облику равних плоча мале дебљине или цевчица танких зидова (hollowfiber = шупље влакно). За потребе уклањања кисеоника и угљендиоксида користе се X-40 и X-50 мембране произвођача Liqui-Cel чији су основни параметри приказани у табели 3.2. Мембрана X-50 је погоднија за уклањање угљендиоксида.

Табела 3.2 Параметри мембрана произвођача Liqui-Cel

Основни подаци	X-40	X-50
Спољашњи пречник цевчице, μm	300	300
Унутрашњи пречник цевчице, μm	200	220
Порозност, %	25	40
Пречник микропора, μm	0,03	0,04

Специфична површина контакта у мембранским апаратима је за ред величине већа (креће се око $3000\ m^2/m^3$) од специфичне површине која се формира у колонама са испуном и колонама са подовима, што омогућује ефикасан транспорт супстанције у апарату релативно мале запремине. Интензитет транспорта зависи и од величине погонске силе процеса. Погонска сила код мембранских операција може бити разлика концентрација, притисака, електро потенцијала односно хемијског потенцијала. У случају дегазације воде то је разлика парцијалних притисака кисеоника односно угљендиоксида. Растворени гас се може уклонити (па се на тај начин увећава и погонска сила) на три начина:

- помоћу вакума;
- помоћу инертног гаса (sweep gas);
- помоћу инертног гаса под вакумом (combomode).

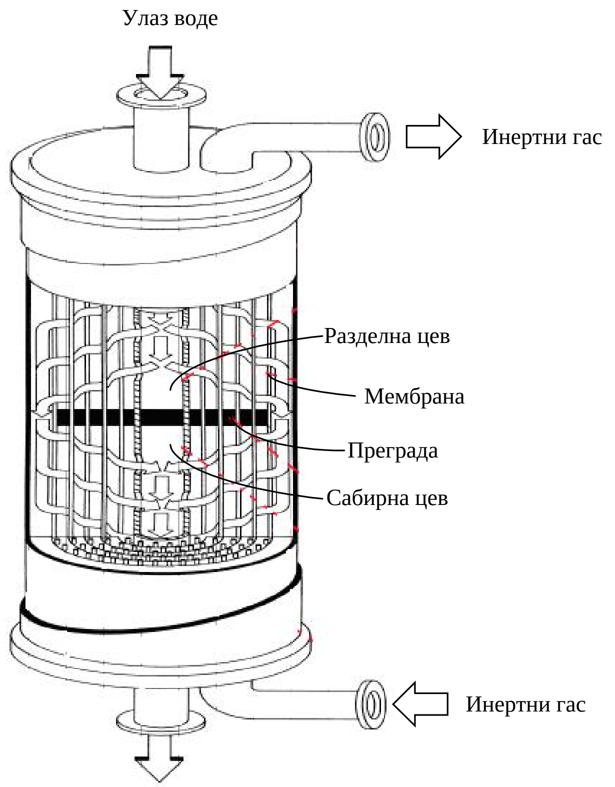
Инертни гас је најекономичнија опција за издвајање угљендиоксида, а може се користити и безуљни компримовани ваздух на притиску нижем од 1,7 barA. Подаци о потрошњи ваздуха и потрошњи азота у комбо моду, за индустријске мембранске апарате, су дати у табели 3.3

Табела 3.3 Подаци о потрошњи ваздуха и азота индустријских мембрана

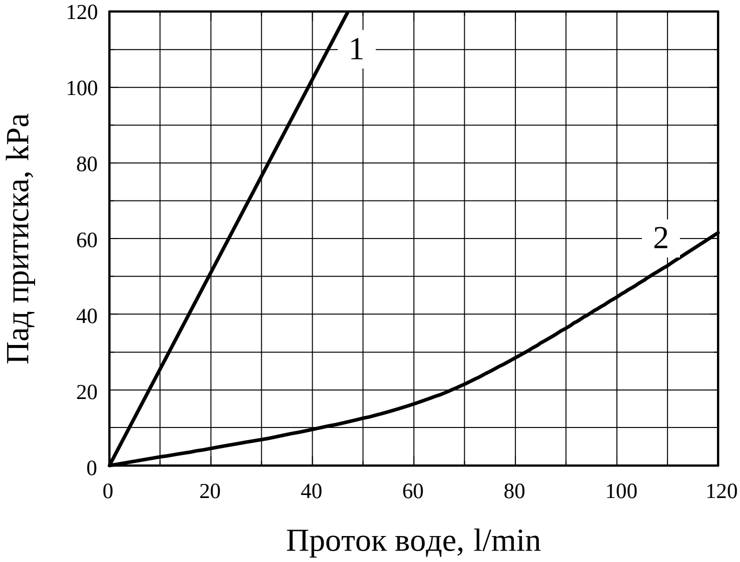
Тип мембране d x L, inch	Потрошња ваздуха m^3/h	Потрошња азота у комбо моду m^3/h
1 x 5.5	0,06 ÷ 0,3	0,006 ÷ 0,03
1.7 x 5.5	0,2 ÷ 0,9	0,02 ÷ 0,09
2.5 x 8	0,2 ÷ 1,8	0,03 ÷ 0,2
4 x 13	0,8 ÷ 4,8	0,04 ÷ 0,4
4 x 28	1,6 ÷ 9,6	0,08 ÷ 0,8
6 x 28	1,6 ÷ 32	0,04 ÷ 0,8
10 x 28	6,4 ÷ 40,2	0,3 ÷ 5,6
14 x 28	10 ÷ 64	0,34 ÷ 17

За индустријске сврхе се користи мембрански добошасти апарат. Апарат чини сноп мембранских цевчица чврсто спојених са цевним плочама. Око снопа цеви се налази омотач па цела конструкција подсећа на добошасти размењивач топлоте. Првобитно су се овакви апарати користили само у лабораторијске сврхе када је вода протицала кроз цевчице, а гас кроз међуцевни простор у аксијалном правцу.

Велики пад притиска са стране воде је ограничавао примену мембранске дегазације у индустријске сврхе (протоци до $1{,}1\ m^3/h$). Први покушаји повећања капацитета апарата уз смањење пада притиска нису дали резултате (повећање пречника апарата, пречника цевчица, повећање дужине апарата, струјање воде кроз међуцевни простор а гаса кроз цевчице). Повећање димензија апарата је због лоше технологије израде доводило до цурења и мешања флуида у апарату. Аксијално струјање воде кроз међуцевни простор је смањило пад притиска са стране воде, али је апарат имао малу ефикасност [3.9]. Уградња попречне преграде у међуцевни простор (решење патентирано 1993. под називом Extra-flow мембрана) и радијалне дистрибуције течности кроз аксијално постављену цев у оси омотача је коначно довело до израде модула задовољавајућих перформанси (слика 3.4). На слици 3.5 (1 – цевни простор, 2 – међуцевни простор) је приказана зависност пада притиска од протока воде и може се уочити да је при истом протоку воде пад притиска 6 пута већи при протицању кроз цеви.



Слика 3.4 Модул са попречном преградом у међуцевном простору

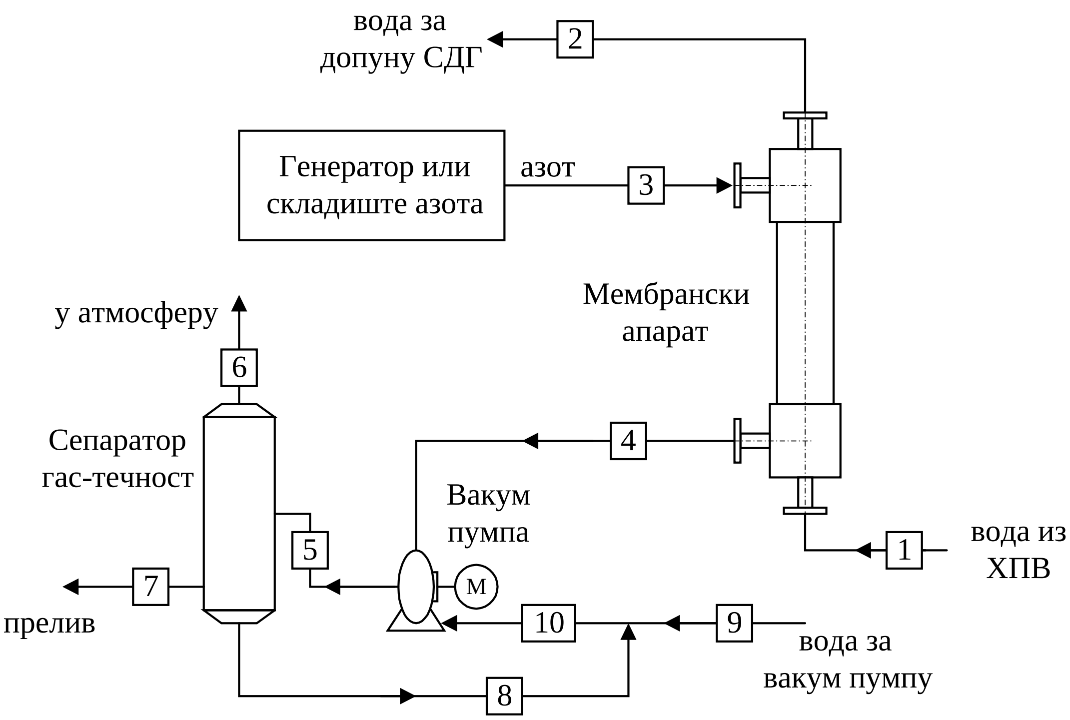


Слика 3.5 Зависност пада притиска од протока воде

Данас је уобичајено да гас пролази кроз цевчице у једном пролазу, а вода кроз међуцевни простор па је могуће у оквиру батерије мембранских апарата обрадити и до $450\,m^3/h$ воде са садржајем раствореног кисеоника на излазу око $1\,ppb$. Према новијим литературним изворима данас постоје системи у којима се обрађује и до $1700\,m^3/h$ воде [3.10]. Добра страна апарата овог типа је што нема флуидодинамичких проблема који се јављају у апаратима са непосредним контактом фаза, као што су нпр. загрцавање или подужно мешање, што им омогућује стабилан рад у широком опсегу протока фаза, при чему је површина контакта фаза константна и независна од протока фаза. Поред тога захваљујући чињеници што су овакви апарати малих димензија (модуларног су типа) омогућено њихово редно и паралелно повезивање у батерије које заузимају знатно мањи простор од традиционалних дегазатора [3.10].

3.3.1 Технички опис постројења за мембранску деоксигенацију воде

Технолошка шема са елементима аутоматског управљања је приказана на слици 3.6. Вода из постројења за хемијску припрему (1) се уводи у међуцевни простор мембранског апарата. Снабдевање азотом се одвија преко генератора азота или из складишта азота (батерија боца). Азот одговарајућег притиска се уводи у мембрански апарат (3) са цевне стране. На излазу из мембранског апарата формира се гасна мешавина азота и водене паре (4) која се уводи у вакум пумпу, а из ње (5) у сепаратор гас-течност. Један део издвојене воде се враћа у процес (8) и меша са свежом водом (9), а мешавина (10) одводи у вакум пумпу за потребе хлађења. Отпарак (6) се из сепаратора одводи у атмосферу а вишак воде (7) баца у канализацију. Деоксигенована вода на излазу из мембранског апарата (2) се даље одводи за потребе допуне топловодне мреже.



Слика 3.6 Технолошка шема постројења за мембрански дегазацију

3.3.2 Материјални биланс типског постројења за мембранску деоксигенацију воде при капацитету 20m³/h

Почетни подаци за израду топлотног и материјалног биланса дати су следећи:

- проток воде (укључујући и растворене гасове) $\dot{m}_1 = 20 \text{ m}^3/\text{h}$
- температура воде на улазу $t_1 = 12\,°\text{C}$
- масени удео кисеоника на улазу на 12°C и 101,3 kPa $\tilde{x}_{\text{O}_2,p} = 10{,}983\,\text{mg/l} = 10{,}983\,\text{ppm(mas)}$
- масени удео кисеоника на излазу $\tilde{x}_{\text{O}_2,k} = 0{,}02\,\text{mg/l} = 20\,\text{ppb(mas)}$
- масени удео азота на улазу $\tilde{x}_{\text{N}_2,p} = 17{,}831\,\text{mg/l} = 17{,}831\,\text{ppm(mas)}$
- масени удео угљендиоксида на улазу $\tilde{x}_{\text{CO}_2,p} = 0{,}829\,\text{mg/l} = 0{,}829\,\text{ppm(mas)}$

Резултати прорачуна топлотног и материјалног биланса дати су у табели 3.4.

Табела 3.4 Резултати прорачуна топлотног и материјалног биланса

Ток	1	2	3	4	5
Масени проток, kg/h	20000	19999,155	1,3118	2,1664	232,1758
Температура, °C	12	12	12	12	13,4998
Притисак, barA	3	2,61	0,067	0,067	1,0132
Масени удео парне фазе	0	0	1	1	0,008053
Енталпија, MJ/h	-3,19E+05	-3,19E+05	-	-4,244	-3667,9
Моларна маса, kg/kmol	18,0152	18,015	28,0143	26,3042	18,0681
Густина, kg/m^3	999,0929	999,1424	0,0792	0,0744	130,1874
Запремински проток,	20,0182	20,0163	16,5673	29,1355	1,7834
Парна/гасовита фаза					
Масени проток, kg/h			1,3118	2,1664	1,8698
Енталпија, MJ/h			-	-4,244	-0,32931
Моларна маса, kg/kmol			28,0143	26,3042	28,3097
Густина, kg/m^3			0,0792	0,0744	1,2041
Запремински проток,			16,5673	29,1355	1,5528
c_p, kJ/(kgK)			1,0421	1,1489	1,0374
Течна фаза					
Масени проток, kg/h	20000	19999,155			230,306
Енталпија, MJ/h	-3,19E+05	-3,19E+05			-3667,5
Моларна маса, kg/kmol	18,0152	18,015			18,0152
Густина, kg/m^3	999,0929	999,1424			998,9022
Запремински проток,	20,0182	20,0163			0,2306
c_p, kJ/(kgK)	4,1862	4,1863			4,1862
Масени проток компоненте, kg/h					
Азот	0,3477	0,0295	1,3117	1,6308	1,6308
Кисеоник	0,2197	0,0002	0,0001	0,2195	0,2195
Угљендиоксид	0,0166	0,0086	0	0,0079	0,0079
Вода (водена пара)	19999,415	19999,117	0	0,3082	230,3176
Масени удео компоненте, %mas ; ppb					
Азот	0,001738	0,000147	99,99	75,27509	0,702388
Кисеоник	0,001098	0,000001	0,01	10,13354	0,094556
Угљендиоксид	0,000083	0,000043	0	0,366417	0,003420
Вода (водена пара)	99,997079	99,999809	0	14,22494	99,19963

Табела 3.4 - наставак

Ток	6	7	8	9	10
Масени проток, kg/h	1,8698	230,0066	0,2994	229,71	230,0095
Температура, °C	13,4998	13,4998	13,4998	12	12,0018
Притисак, barA	1,0132	1,0132	1,0132	2	1,0132
Масени удео парне фазе	1	0	0	0	0
Енталпија, MJ/h	-0,32931	-3662,8	-4,7683	-3659,6	-3664,4
Моларна маса, kg/kmol	28,3097	18,0152	18,0152	18,015	18,015
Густина, kg/m^3	1,204	998,902	998,902	999,145	999,145
Запремин. проток, m^3/h	1,5528	0,2303	0,0003	0,2299	0,2302
Парна/гасовита фаза					
Масени проток, kg/h	1,8698				
Енталпија, MJ/h	-0,32931				
Моларна маса, kg/kmol	28,3097				
Густина, kg/m^3	1,2041				
Запремински проток, m^3/h	1,5528				
c_p, kJ/(kg·K)	1,0374				
Течна фаза					
Масени проток, kg/h		230,0066	0,2994	229,71	230,0095
Енталпија, MJ/h		-3662,8	-4,7683	-3659,6	-3664,4
Моларна маса, kg/kmol		18,0152	18,0152	18,015	18,015
Густина, kg/m^3		998,902	998,902	999,145	999,145
Запремински проток, m^3/h		0,2303	0,0003	0,2299	0,2302
c_p, kJ/(kg·K)		4,1862	4,1862	4,1863	4,1863
Масени проток компоненте, kg/h					
Азот	1,6264	0,0044	0	0	0
Кисеоник	0,2183	0,0012	0	0	0
Угљендиоксид	0,0068	0,0011	0	0	0
Вода (водена пара)	0,0183	230	0,2994	229,71	230,0094
Масени удео компоненте, %mas					
Азот	86,98043	0,001913	0,001913	0	0,000002
Кисеоник	11,67709	0,000519	0,000519	0	0,000001
Угљендиоксид	0,365311	0,000482	0,000482	0	0,000001
Вода (водена пара)	0,977153	99,997085	99,997085	100	99,999994

Ефикасност батерије износи

$$\pounds_b = \frac{\tilde{x}_{O_2,p} - \tilde{x}_{O_2,k}}{\tilde{x}_{O_2,p}} = \frac{10983 - 20}{10983} = 0{,}99818 = 99{,}818\%$$

Према протоку воде од $\dot{m}_1$ = 20 t/h усвојена је модул 10x28 тип XIN-Industria, који може да обради 10 ÷ 56,8 m^3/h. Ефикасност батерије од три редно везана модула у комбо моду према подацима произвођача износи $\varepsilon_b = 0{,}999 = 99{,}9\%$, па излазна концентрација кисеоника износи $\tilde{x}_{O_2,k} = 10.98\,\mathrm{ppb(mas)}$. Проток азота износи $1{,}05\,\mathrm{m_N^3/h}$ односно $1{,}31\,\mathrm{kg/h}$, а радни притисци су:

- максимални радни притисак воде 5 barA;
- са стране азота у цевчицама 0,067 barA.

3.4 КАТАЛИТИЧКА ДЕОКСИГЕНАЦИЈА ВОДЕ

Каталитички поступак уклањања кисеоника из воде се заснива на растварању водоника у води и пропуштањем мешавине преко катализатора који омогућава да се оствари реакција

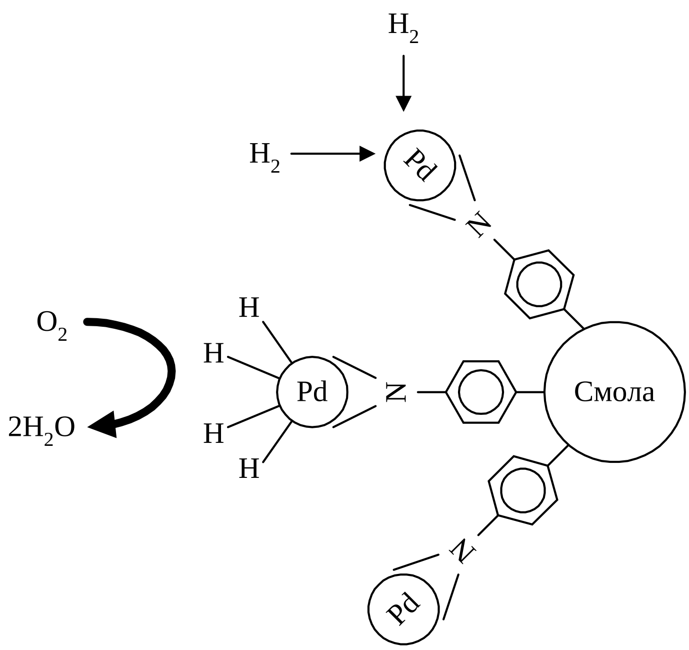
$$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$$

У литератури се као катализатор практично увек помиње паладијум (Pd). Реакција започиње тако што се водоник у атомском облику адсорбује на паладијумском слоју. Након тога атомски водоник ступа у реакцију са раствореним кисеоником. Ток реакције, графички приказан на слици 3.7, је следећи

$$H_2 + Pd^0 \rightarrow Pd^0 + 2H$$

$$2H + O-O \rightarrow 2HO-H$$

$$2H + 2HO-H \rightarrow 2H_2O$$



Слика 3.7 Ток реакције у катализатору

Постоје 3 типа реактора поменута у отвореној литератури:

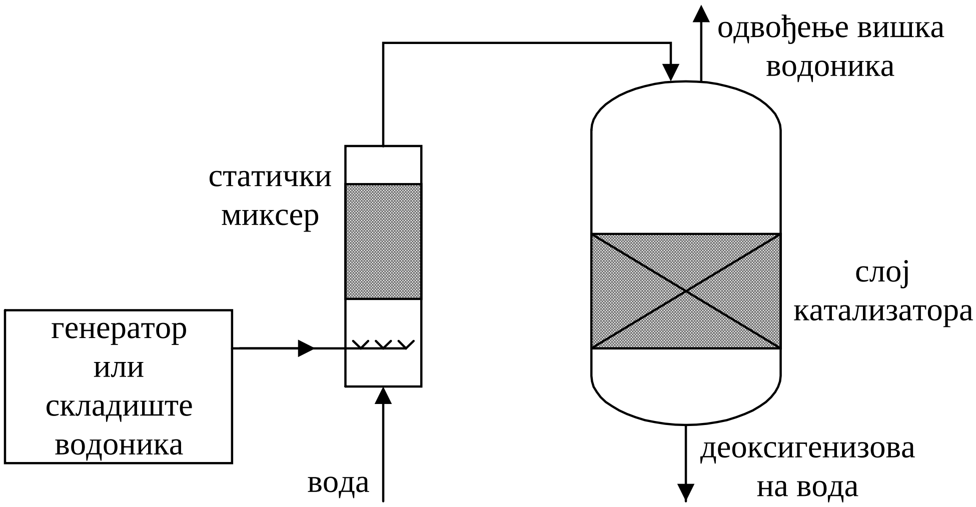
- у [3.11] је описан поступак електролитичког наношења Pd превлаке на хидрофобне порозне полипропиленске мембране (нпр. мембрана X50 polypropylene hollow fiber) и према наводима аутора се ове мембране могу користити у комерцијалне сврхе;
- у [3.12], [3.13] и [3.14] описане су два типа реактора. Код реактора са мембраном од порозних цевчица паладијумски зрнасти катализатор се поставља у међуцевни простор реактора, при чему водоник струји кроз цеви. Код реактора са цевном мембраном катализатор се поставља унутар самих цеви реактора, а водоник струји кроз међуцевни простор. У оба случаја струјање је супротносмерно.
- испред реактора се врши мешање/растварање водоника и воде, па мешавина наструјава слој зрнастог катализатора [3.15] (најчешће се користе јонске масе Lewatit или Purolite [3.1] са превлаком од паладијума).

Основна предност каталитичке деоксигенације у поређењу са процесом термичке деоксигенације су:

- значајно мањи експлоатациони трошкови као последица мале потрошње и мале цене водоника (стехиометријски масени однос кисеоник:водоник $8:1$);
- нема нуспроизвода у процесу пошто је производ реакције вода;
- не захтева се примену додатних хемикалија;
- реакција може да се одвија у ширем опсегу радних температура, при чему не долази до смањења ефикасности реактора
- систем не садржи покретне делове (изузев пумпи за напојну воду), због чега су трошкови одржавања ниски;
- опрема заузима значајно мањи простор и мање је масе [3.17];
- систем је под надпритиском па нема инфилтрације кисеоника из атмосфере [3.17];
- време од укључивања система у рад до достизања пуног капацитета, према [3.15] и [3.17], износи $10 \div 20 \text{min}$.

Најчешће примењивани тип реактора је са зрнастим слојем катализатора, па ће у даљем тексту бити детаљније описан. Катализатори се испоручују у зрнастом облику (грануле) пречника 0,4 ÷ 1,3 mm. Према [3.15] паладијумски катализатор се наноси у виду превлаке на анјонску јоноразмењивачку смолу на бази стирена и дивинилбензена. Процес наношења премаза има за резултат дисперзију паладијума по површини зрна смоле у виду екстремно финих честица пречника 2÷4 mm, и површина катализатора износи $250 \cdot 10^3\ \mathrm{m^2/g}$.

Постројење, приказано на слици 3.8, се састоји од извора (батерије боца или генератора) водоника, уређаја за дистрибуцију водоника у воду, система за мешање гасовитог водоника са водом (тзв. статички миксер) и реактора. У индустријским постројењима статички миксер је обично постављен вертикално изнад уређаја за дистрибуцију гасовитог водоника у смеру тока напојне воде, као што је приказано на следећем дијаграму. Водоник равномерно диспергује у воду у виду мехурића који излазе из уређаја за дистрибуцију гаса и након тога се уз помоћ статичког миксера обезбеђује његово потпуно растварање (апсорпција). Вода иза статичког миксера не би требало да садржи мехуриће, како би се омогућило да се каталитички процес одвија оптимално.



Слика 3.8 Технолошка шема постројења за каталитичку деоксигенацију

Да не би дошло до десорпције водоника из воде потребно је да се систем одржава на одговарајућем притиску. Нпр. на температури 25°C равнотежна концентрација водоника у води је $\tilde{x}^*_{H2} = 2{,}65\,\mathrm{mg/l}$ што одговара радном притиску од 1,7 barA; притисак од 2,2 barA при температури од 5°C омогућава растварање $\tilde{x}^*_{H2} = 4{,}06\,\mathrm{mg/l}$. Општа је препорука да притисак у систему износи $2{,}5 \div 3\,\mathrm{barA}$.

Табела 3.5 Примена јонских маса (смола)

Назив смоле	Тип	Примена
Lewatit K3433	слабо базан, макропорозан, растресит	котловска напојна вода, воде за системе грејања, морска вода за инјектовање на нафтним платформама, производња пића
Lewatit K6333	јако базни гел, у виду хлорида	напојна котловска и процесна вода
Lewatit K7333	јако базни гел, у виду хидроксида	производња ултра чисте воде

Садржај паладијума у катализатору износи 1 g по 1 l слоја. У [3.15] се за деоксигенацију воде препоручује неколико јонских маса (смола) на које се наноси паладијум, наведених у табели 3.5. Lewatit K6333 се у стручној литератури препоручује и за СДГ, па ће њему бити посвећена посебна пажња у даљем тексту.

3.4.2 Материјални биланс типског постројења за каталитичку деоксигенацију воде при капацитету 20 m³/h

Почетни подаци за израду материјалног биланса дати су следећи:

- проток воде (укључујући и растворене гасове) $\dot{m}_L = 20$ t/h
- температура воде на улазу $t_L = 12\,°\mathrm{C}$
- притисак у систему $p_m = 3$ barA
- масени удео кисеоника на улазу на 12°C и $101{,}3\,\mathrm{kPa}$ $\tilde{x}_{\mathrm{O}_2,p} = 10{,}983\,\mathrm{ppm}$
- максимални садржај кисеоника у води на излазу $\tilde{x}_{\mathrm{O}_2,k} = 20$ ppb

Проток водоника у току рада зависно од протока воде

$$\dot{m}_{\mathrm{H}_2} = \dot{m}_L \cdot \frac{\tilde{x}_{\mathrm{O}_2,p} - \tilde{x}_{\mathrm{O}_2,k}}{8} = 20 \cdot \frac{10{,}983 \cdot 10^{-6} - 20 \cdot 10^{-9}}{8} = 0{,}0275\ \mathrm{kgH_2/h}$$

Приликом стартовања (првих 30 минута) проток је за 50% већи у односу на стехиометријски

$$\dot{m}_{\mathrm{H}_2,max} = 1{,}5 \cdot \dot{m}_{\mathrm{H}_2} = 1{,}5 \cdot 0{,}0275 = 0{,}0412\,\mathrm{kgH_2/h}$$

3.5 ВАКУМСКА ДЕГАЗАЦИЈА

Осим што је вакумска дегазација теоријски познат процес, у доступној литератури нема значајнијих резултата утемељењих у практичној примени, па су подаци о ефикасности овог процеса врло оскудни. Прегледом доступне литературе, пронађен је чланак [3.23] из 1977. године, у којем је разматран математички модел процеса вакумске дегазације за морску воду у десорпционој колони са испуном. У чланку су разматрана три случаја: супротносмерни ток фаза са и без довођења водене паре и истосмерни ток фаза. У табели 3.6 су приказани резултати спроведене нумеричке симулације за случај рада без директног увођења водене паре у десорпциону колону. Моделирање је спроведено под следећим условима:

- проток воде 7886 m3/h;
- температура воде 30℃;
- висина колоне 3 m, пречник колоне 10,11 m;
- густина орошавања 1,507 kmol/m^2·s = 0.02726 m/s;
- испуна од Рашигових прстенова 2“ за које је усвојена вредност коефицијента транспорта супстанције за CO_2 је 0,0488 s^{-1};
- инфилтрација ваздуха у инсталацију није узимана у обзир.

Табела 3.6 Резултати нумеричке симулације вакумске дегазације морске воде према [3.23]

Гас	CO_2	O_2	N_2	CO_2	O_2	N_2
Притисак у десорберу, Pa		4266			4400	
Почетни масени удео, ppm$_{mas}$	100	7,2	12,1	100	7,2	12,1
Крајњи масени удео, ppb$_{mas}$	4400	93	-	4200	35	-
Степен десорпције, %	95,60	98,71	-	95,8	99,51	-

На основу контролног прорачуна радних режима описаних у [3.23], а према методологији из [3.16] која се примењује за случај вишекомпонентне десорпције, дошло се до следећих закључака (табела 3.7):

- коефицијент пролаза супстанције има 100 пута мању вредност од оне дате у чланку (исправна вредност је 0,000499 s^{-1} уместо 0,0488 s^{-1});
- концентрације гасова на излазу из десорбера имају чудне и неусаглашене вредности према табели 3.6 (степен десорпције на повишеном притиску мора бити мањи), па се не могу сматрати прецизно израчунатим;

- према прорачунима чији су резултати приказани у табели 3.7 степени десорпције су већи (у неким случајевима и значајно већи) од степена десорпције из чланка [3.23].

Табела 3.7 Резултати нумеричке симулације вакумске дегазације морске воде према методологији из [3.16]

Гас	CO_2	O_2	N_2	CO_2	O_2	N_2
Притисак у десорберу, Pa		4266			4400	
Почетни масени удео, ppm_{mas}	100	7,2	12,1	100	7,2	12,1
Крајњи масени удео, ppb_{mas}	675	27,0	59,4	1261	29,8	61,3
Степен десорпције, %	99,30	99,62	99,51	98,74	99,59	99,49

У [3.24] је описан поступак дегазације на постројењу капацитета 265 m^3/h, које ради на притиску од 3390 Pa и температури 17,5°C. Аутор је навео да ни при овако ниском притиску, није постигнут садржај O_2 нижи од 100 ppb_{mas}. Тек са увођењем инертног гаса (у овом случају земног гаса) удео O_2 је снижен на 34 ppb_{mas}. У чланку је напоменуто да је кородивност воде према угљеничном челику пре дегазације износила 356 μm/god, а након дегазације 41 μm/god.

3.6 УКЛАЊАЊЕ ЗАОСТАЛОГ КИСЕОНИКА ИЗ ВОДЕ

При дегазацији вода се ослобађа растворених гасова; што се кисеоника тиче, зависно од конструкционог решења и радних услова удео кисеоника се обично снижава на 7 ÷ 40 ppb(mas) [3.18], [3.19], односно < 15 ppb(mas) [3.20]. Заостали кисеоник се након деоксигенације уклања помоћу хемијских средстава ткз. скевенџера (oxygen scavenger-a, дезоксиданаса), који се дозирају или у напојни резервоар или у цевовод. Према [3.20] скевенџери се успешно употребљавају када је концентрација заосталог кисеоника нижа од 50 ppb(mas) због ограниченог степена издвајања кисеоника (слика 3.9). Највећи део кисеоника из котловске напојне воде се одстрањује у деоксигенатору, али ипак он остаје у траговима, што током времена може да доведе до корозије котловског постројења. Да би се ово спречило скевенџери се додају у котловску воду. Пожељно је да се скевенџери додају у резервоар напојне воде (најчешће као течни раствори) како би имали највише времена да реагују са заосталим кисеоником. У одређеним случајевима, као што је случај када се нпр. напојна вода користи за хлађење паре или допуну СДГ, скевенџере је пожељно убацивати на другим местима. У последњих пар година уводе се нове врсте скевенџера. Одлуку о избору скевенџера би требало да доносе искључиво људи који су надлежни за третман котловске воде. Нови производ би у сваком случају требало пажљиво додавати и његова ефикасност би требало да се оцењује и прати у складу са прописаним радним процедурама. Хемијски поступци одстрањивања кисеоника из воде подразумевају мешање воде са брзо реагујућим (јаким) редукционим средством (скевенџер) као што су хидразин (N_2H_4), натријум сулфит (Na_2SO_3), карбохидразид (CH_6N_4O), диетилхидроксиламин ($DEHA, C_4H_{11}NO$), итд. Хидразин (N_2H_4) је јако редукционо средство, растворљиво у води које реагује са раствореним кисеоником према стехиометријској једначини

$$N_2H_4 + O_2 \rightarrow N_2 + 2H_2O$$

које се у дугом временском периоду користило као средство за смањење садржаја кисеоника у води после термичког третмана. Погодност хидразина је што се при смањењу концентрације кисеоника у води не повећава садржај укупно растворене чврсте материје и што реагује са хематитом стварајући при томе магнетит

$$6Fe_2O_3 + N_2H_4 \rightarrow 4Fe_3O_4 + N_2 + 2H_2O$$

који се таложи на челичним површинама и спречава даљу корозију система.

Фактори који утичу на редукциону способност хидразина су:

- температура (у значајној мери смањује концентрацију кисеоника при температурама вишим од $100°C$);
- pH вредност (уколико је $pH < 7$ хидразин не спречава кисеоничну корозију, већ је поспешује).

Уколико је $pH > 9 \div 9{,}5$ и температура $100 \div 107°C$ хидразин у вишку од 20 «g/kg воде елиминише кисеоник из воде за време од $2 \div 3\,s$. Потрошња хидразина по $1kg$ воде је

$$\tilde{x}_S = 1 \cdot \tilde{x}_{O_2} + 1\,\mathrm{ppm(mas)}$$

У котловима чија је радна температура изнад $205°C$ хидразин се распада на амонијак, азот и водоник.

$$2N_2H_4 + O_2 \rightarrow 2NH_3 + N_2 + H_2$$

Уколико амонијак испарава и ако је у систему присутан кисеоник може доћи до корозије бакарних легура. Најчешће се набавља у облику хидразин хидрата

($N_2H_4 \cdot H_2O$), хидразин хидрохлорида ($N_2H_4 \cdot HCl$) или хидразин сулфата ($N_2H_4 \cdot H_2SO_4$). Данас се хидразин све мање користи у ове сврхе јер се ово хемијско једињење налази на листи могућих канцерогенх супстанција (OSHA, NIOSH). Натријум сулфит (Na_2SO_3) се додаје води у облику 3÷6 % раствора и реагује са раствореним кисеоником према стехиометријској једначини

$$2Na_2SO_3 + O_2 \rightarrow 2Na_2SO_4$$

Уколико је температура воде 80°C онда натрујум сулфит ефикасно елиминише кисеоник из воде ако је у вишку од 20 mg/kg. Ово средство није погодно за системе са високим радним притиском и температурама, јер се већ на притиску од до 41bar формирају гасови SO_2 и H_2S према једначинама

$$Na_2SO_3 + H_2O \rightarrow 2NaOH + SO_2$$

$$4Na_2SO_3 + 2H_2O \rightarrow 2NaOH + H_2S + 3Na_2SO_4$$

Оба гаса су корозивна и након испаравања воде напуштају котао изазивајући низак pH паре и кондензата, што представља потенцијални извор додатне корозије. Недостатак сулфита је у томе што се повећава садржај укупно растворене чврсте материје у систему (повећани губици при одсољавању система), не редукује хематит у магнетит и нема ефекте пасивизације као нпр. хидразин.

Потрошња натрујум сулфита по 1kg воде је

$$\tilde{x}_S = 7{,}88 \cdot \tilde{x}_{O_2} + 20\,\mathrm{ppm(mas)}$$

Ово средство се мора пажљиво складиштити и чувати од додира са околним ваздухом, јер са кисеоником из ваздуха реагује у натријум сулфат при чему се умањује редукциона способност средства. Цена натријум сулфита је око 1EUR/kg, а потрошња према [3.19] .

$$\tilde{x}_S = 10 \cdot \tilde{x}_{O_2}$$

Карбохидразид је испарљиво редукционо средство које не повећава садржај укупно растворене чврсте материје у систему, подстиче пасивизацију металних површина и брзо реагује са кисеоником на нижим температурама и притисцима по једначини

$$CH_6N_4O + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2N_2 + 3H_2O$$

Стехиометријски масени однос карбохидразида у односу кисеоник износи 1,4. Обично вишак карбохидразида у води износи $1\,\mathrm{ppm(mas)}$ па је уобичајена потрошња по $1\,\mathrm{kg}$ воде

$$\tilde{x}_S = 1{,}4 \cdot \tilde{x}_{O_2} + 1\,\mathrm{ppm(mas)}$$

Редукциона средства израђена на бази карбохидразида (нпр. Accepta 2065 или IRGATREAT CI 3010) се дозирају према формули

$$\tilde{x}_S = (24 \div 25) \cdot \tilde{x}_{O_2}$$

Карбохидразид се на температурама изнад 177°C може трансформисати у хидразин и не сме се користити у системима где водена пара може доћи у контакт са храном. Ово једињење спада у органска једињења која повећавају TOC воде што је непожељно. У реакцији са кисеоником се ствара угљендиоксид, који се може растварати у кондензату и формирати H_2CO_3, што може довести до корозије на линији поврата кондензата. Према подацима добијеним од ЈКП Београдске електране цена износи $4{,}36\,\mathrm{EUR/kg}$. DEHA је испарљиво редукционо средство које не повећава садржај укупно растворене чврсте материје у систему и подстиче пасивизацију металних површина. Реагује са кисеоником формирајући ацетат, азот и воду

$$4C_4H_{11}NO + 9O_2 \rightarrow 8CH_3COOH + 2N_2 + 14H_2O$$

Стехиометријска масени однос DEHA у односу кисеоник је

$$\tilde{x}_S = 1{,}24 \cdot \tilde{x}_{O_2}$$

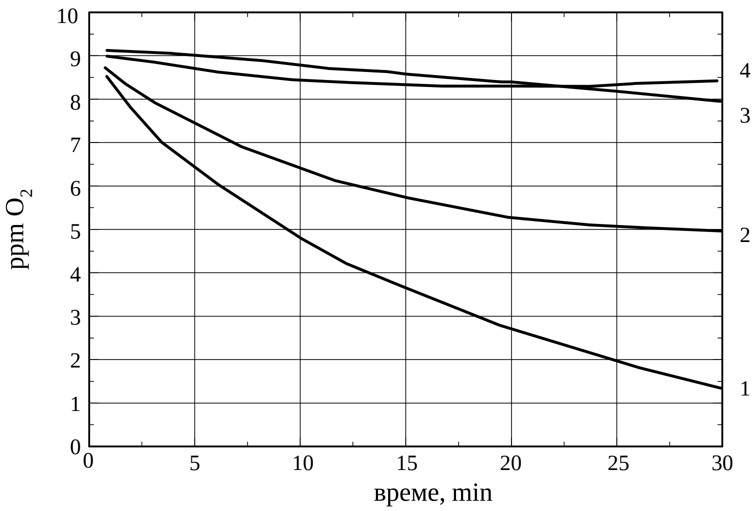
а у пракси се DEHA дозира у односу

$$\tilde{x}_S = 3 \cdot \tilde{x}_{O_2}$$

Редукционо средство Accepta2061 на бази DEHA се дозира у другачијем односу

$$\tilde{x}_S = 50 \cdot \tilde{x}_{O_2} + (5 \div 10)\,\mathrm{ppm(mas)}$$

За све скевенџере је заједничко да се у зависности од услова који владају на објекту дозирају и до 10 пута више од стехиометријског односа. На слици 3.9 из [3.21] приказана је брзина реакције најчешће коришћених скевенџера са кисеоником на основу експерименталних истраживања на 21°C и при $pH = 8{,}5$ (линија 1 - Na_2SO_3, 2 - DEHA, 3 – хидразин, 4 - карбохидразид).



Слика 3.9 Дијаграм концентрациј кисеоника у функцији висине слоја у реактору

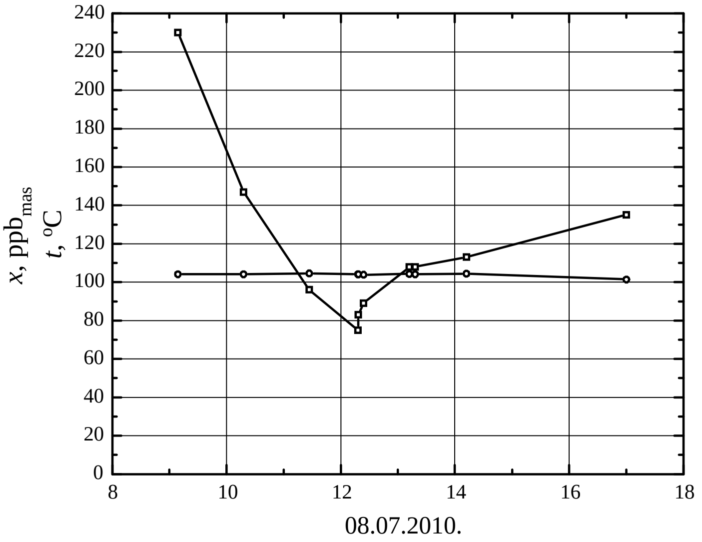
3.7 АНАЛИЗА КВАЛИТЕТА НАПОЈНЕ ВОДЕ У СИСТЕМУ ЈКП БЕОГРАДСКЕ ЕЛЕКТРАНЕ

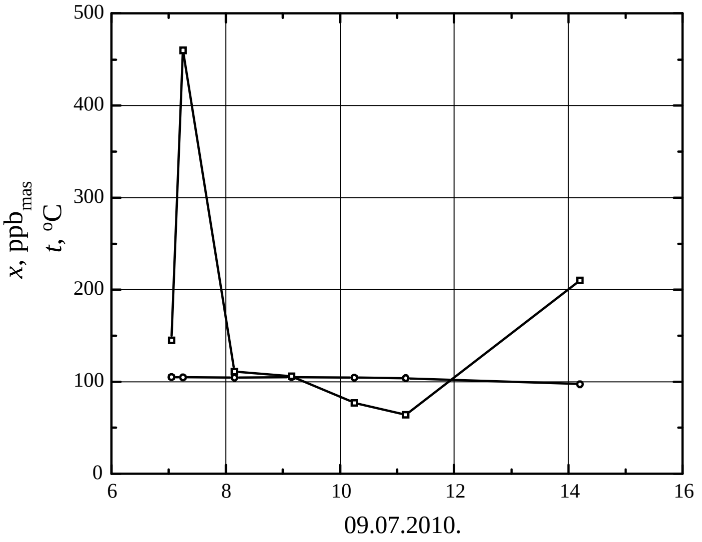
У већини топлана система ЈКП Београдске електране се спроводи поступак термичке дегазације напојне воде као основно решење. Након спроведене анализе поступака деоксигенације напојне воде [3.22] коју је израдио Машински факултет у Београду за потребе ЈКП Београдске електране, у ТО Миљаковац је 2012. године пуштено у рад постројење за мембранску деоксигенацију, али на њему нису вршена референтна мерења. У циљу утврђивања ефикасности термичке дегазације у оквиру ЈКП Београдске електране у току 2010. и 2011. године вршена су мерења садржаја кисеоника у напојној води (NV) после термичке деоксигенације у ТО Н.Београд, ТО Дунав и ТО Церак. За мерење раствореног кисеоника у води коришћен је дигитални онлајн уређај типа HK-318 Dissolve Oxygen Analyzer, произвођача Beijing Huakeyi Power Plant Instrument Research Institute. Вршено је континуално мерење садржаја раствореног кисеоника у резервоару хемијски припремљене воде (RHPV) пре термичке дегазације и у напојном резервоару (NR) после термичке дегазације, при чему су праћени следећи радни параметри:

- температура у (RHPV), t (°C) (једном дневно); $\tilde{x}$
- садржај O_2 у RHPV, $\tilde{x}_{O2}$ (ppb_{mas}) (једном дневно);
- температура у NR, t (°C);
- садржај O_2 у NR, $\tilde{x}_{O2}$ (ppb_{mas});

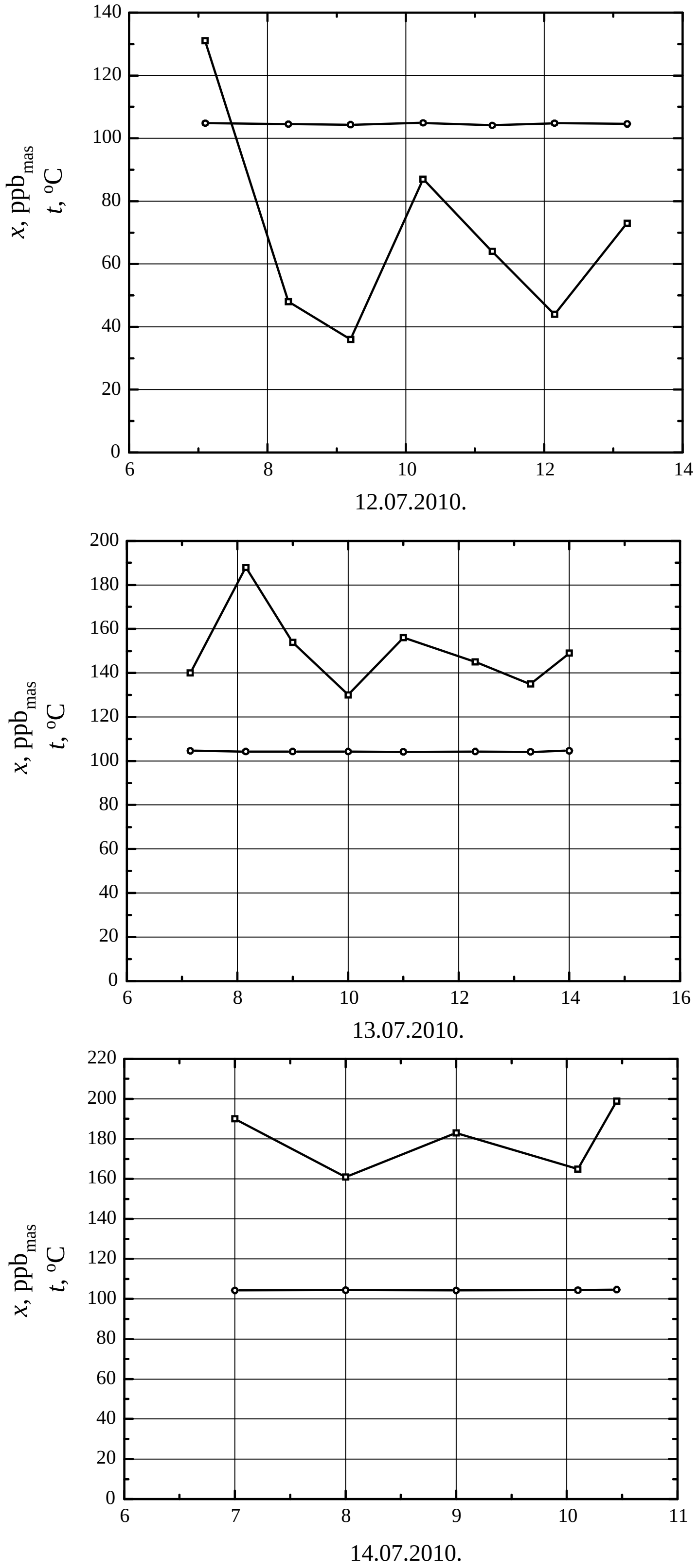
Резултати мерења у појединим топланама дати су у Прилогу 1.

На сликама 3.10 до 3.15 дати су дијаграми са резултатима мерења садржаја O_2 у води и температуре воде у напојном резервоару за ТО Дунав, ТО Церак и ТО Н. Београд. У ТО Дунав постоје осцилације у садржају O_2 у напојној води, што је последица заједничког напајања примарног и секундарног круга топлане услед промене темепратуре напојне воде у дегазатору, односно у тренуцима када је констатована мања ефикасност дегазатора вршена је допуна напојног резервоара. У ТО Церак и ТО Н. Београд је круг парног котла независан и нема мешања примарне и секундарне воде, па су и осцилације температура у дегазационој колони мале. Свеукупно гледано, садржај O_2 је значајно виши од препоручених вредности, а квалитет дегазиране воде је најбољи на ТО Церак.

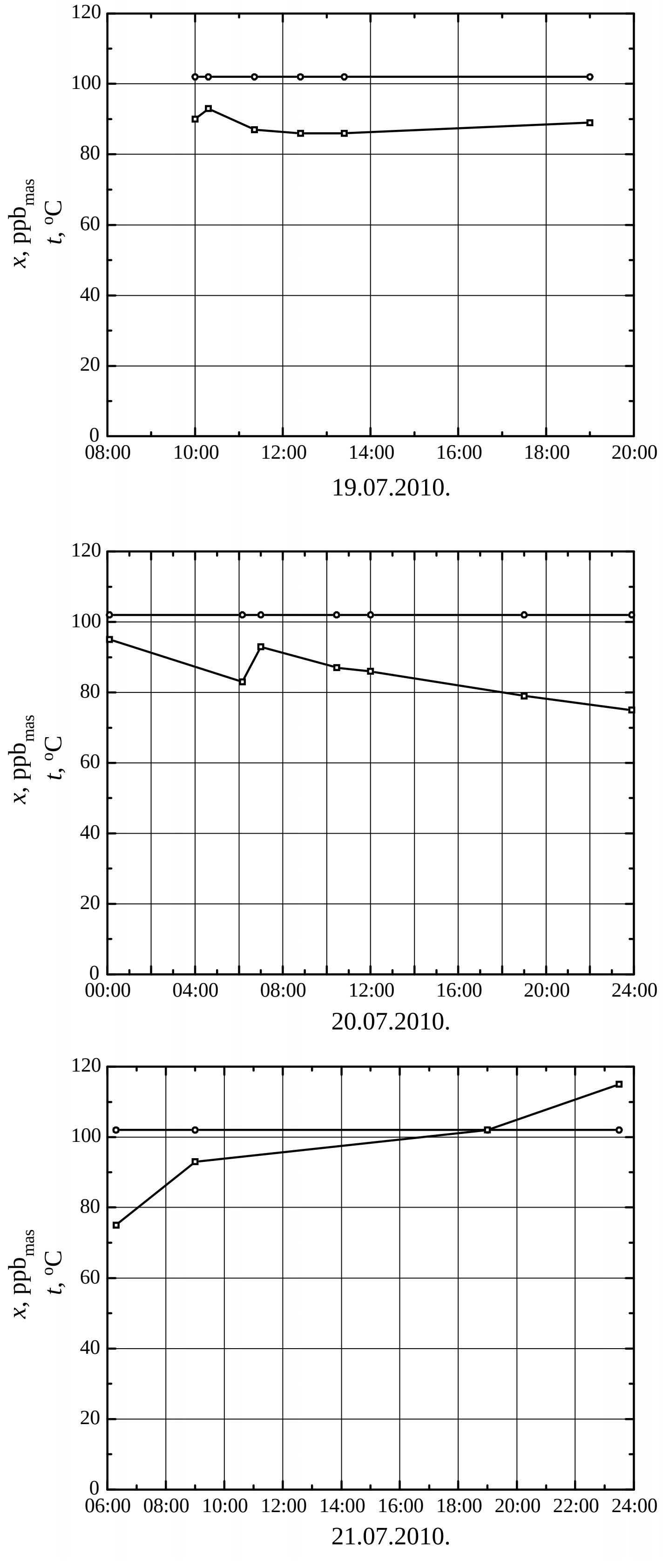




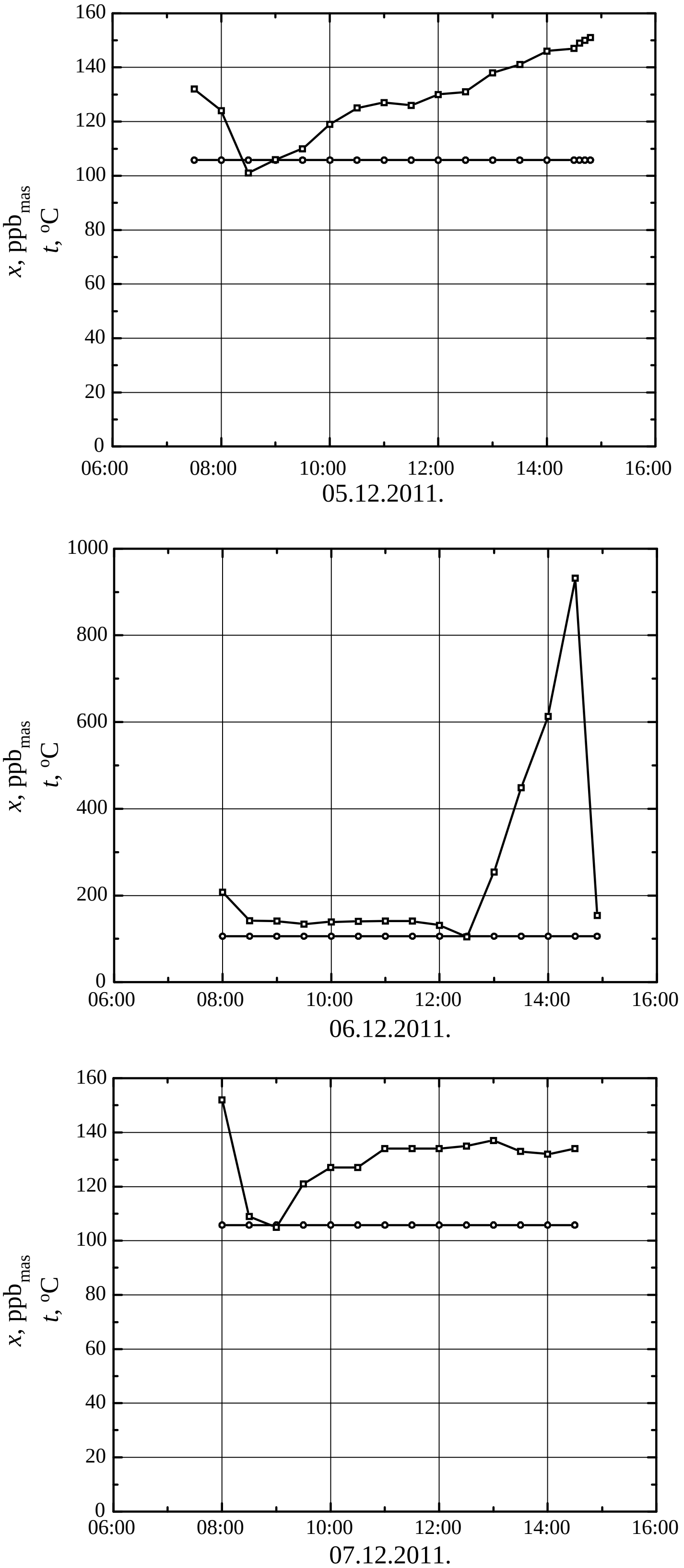
Слика 3.10 Мерења садржаја O_2 у ТО Дунав



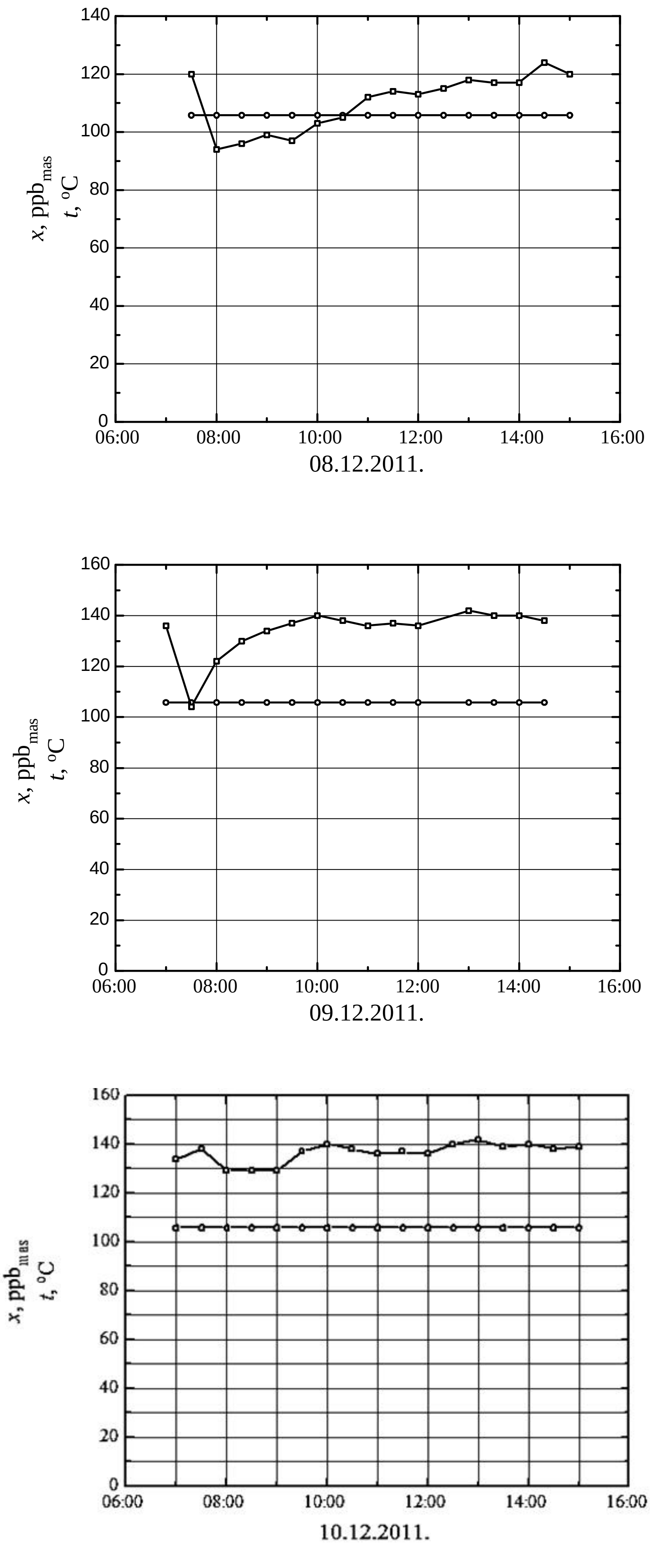
Слика 3.11 Мерења садржаја O_2 у ТО Дунав



Слика 3.12 Мерења садржаја O_2 у ТО Церак



Слика 3.13 Мерења садржаја O_2 у ТО Нови Београд



Слика 3.14 Мерења садржаја O_2 у ТО Нови Београд

3.8 ЛИТЕРАТУРА

[3.1] Sinha V., Li K., Alternative methods for dissolved oxygen removal from water: a comparative study, Desalination 127 (2000) 155-164

[3.2] Parthasarthy C., Boiler Operation Engineering, Tata McGraw-Hill, 2000, ISBN: 0074635611

[3.3] Јаћимовић, Б. и сар., Постројење за хемијску припрему котловске воде у ДП Колубара-прерада, Машински факултет Београд, 2002.

[3.4] Кораћ В., Технологија воде за потребе индустрије, Удружење за технологију воде, Београд, 1985.

[3.5] Ђукин З., Хемија у машинству, Научна књига, Београд, 1971.

[3.6] CIBO Energy Efficiency Handbook , Council Of Industrial Boiler Owners (CIBO) 6035 Burke Centre Parkway, Suite 360 Burke, VA 22015, 1997

[3.7] A. Itoa, K. Yamagiwa, M. Tamura, M. Furusawa: Removal of dissolved oxygen using non-porous hollow-fiber membranes, Journal of Membrane Science 145 (1998) 111-117

[3.8] F.Wiesler: Membrane contactors: An introduction to the technology, Ultrapure water, 1996

[3.9] X. Tan, G. Capar, K. Li: Analysis of dissolved oxygen removal in hollow fibre membrane modules: effect of water vapour, Journal of Membrane Science 251 (2005) 111–119

[3.10] B. Miller, J.Munoz, F. Wiesler: Boiler Feed Water Degasification Using Membrane Contactors - New Methods for Optimized Performance, IWC-05-79 , 2005 International Water Conference

[3.11] R. Van Der Vaarta, I. Petrova, V. Lebedeva, V.Volkov, D. Kochubey, G. Tereshchenko: In-Situ Application Of Catalytic Phase To Commercial Membrane Contactor For Removal Of Dissolved Oxygen From Water, Desalination 199 (2006) 424-425

[3.12] X. Tan, K. Li: Investigation Of Novel Membrane Reactors For Removal Of Dissolved Oxygen From Water, Chemical Engineering Science 55 (2000) Pp. 1213-1224

[3.13] K. Li , I. Chua, W. J. Ng And W. K. Teo: Removal Of Dissolved Oxygen In Ultrapure Water Production Using A Membrane Reactor, Chemical Engineering Science, Vol. 50, No. 22, Pp. 3547-3556, 1995

[3.14] Li K., Tan T., Sinha V., Teo W. K., Simulation Of A Novel Glass Reactor For Dissolved Oxygen Removal From Water, Wat. Res. Vol. 34, No. 7, Pp. 2011-2024, 2000

[3.15] The Catalytic Removal Of Dissolved Oxygen From Water, Technical Information Lewatit - Lanxess, www.sybronchemicals.com

[3.16] Jaćimović B., Genić S., Difuzione operacije i aparati Deo 2: Difuzione operacije, Mašinski fakultet, Beograd, 2010.

[3.17] NATCO Group, Seaject Compact Deoxygenation, Issue 1 August 2002, Page 1890-A2

[3.18] Improving Steam System Performance, A Sourcebook for Industry, U. S. Department of Energy's (DOE) Industrial Technologies Program (ITP).

[3.19] Miller B., Munoz J., Wiesler F., Boiler Feed Water Degasification Using Membrane Contactors - New Methods for Optimized Performance, 66th Annual International Water Conference 2005, Orlando, Florida.

[3.20] CIBO Energy Efficiency Handbook , Council Of Industrial Boiler Owners (CIBO) 6035 Burke Centre Parkway, Suite 360 Burke, VA 22015, 1997.

[3.21] Selection Guide For Oxygen Scavengers, 2001 Arkema Inc.

[3.22] Јаћимовић Б., Генић С., Студија 07.05-01/2009 Техно-економска анализа поступака деоксигенације воде за допуну система даљинског грејања, 2009.

[3.23] Rasquin E. A., Lynn S., Hanson D. N., Vacuum Degassing of Carbon Dioxide and Oxygen from Water in Packed Columns, Ind. Eng. Chem., Fundam., Vol. 16, No. 1, 1977, pp 103-108

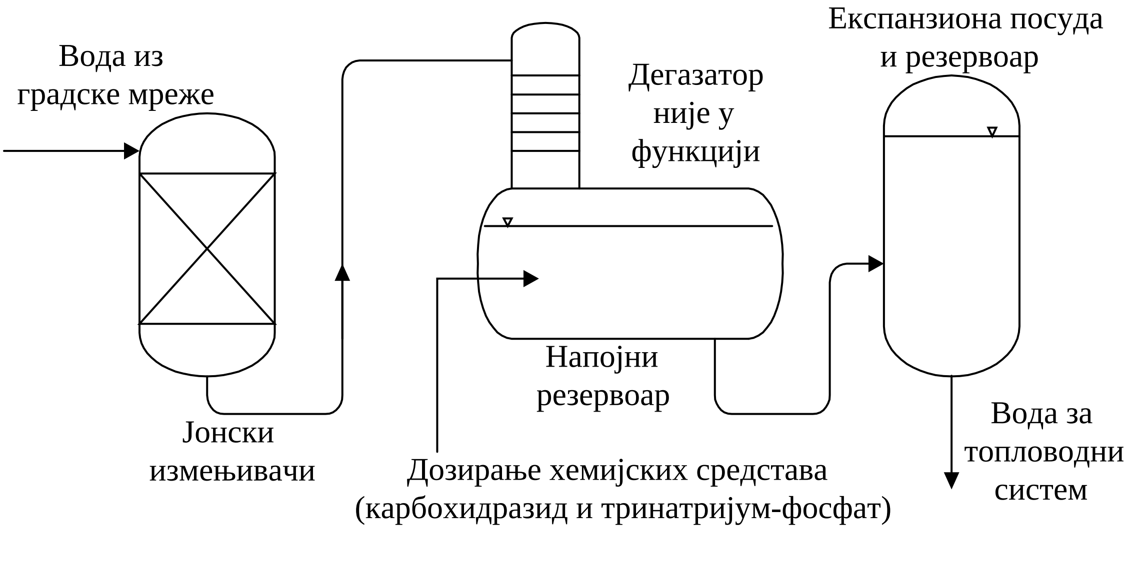
[3.24] Frank W. J., Efficient Removal of Oxygen in a Waterflood By Vacuum Deaeration, Document ID: SPE-4064-MS, Fall Meeting of the Society of Petroleum Engineers of AIME, 8-11 October, San Antonio, Texas, 1972.

4 ЕКСПЕРИМЕНТАЛНО ПОСТРОЈЕЊЕ И ПОСТУПАК МЕРЕЊА

Експериментални део истраживања процеса вакумске дегазације је извршен на постројењу капацитета 5 m^3/h постављеном у ТО Баново брдо. Постројење је димензионисано тако да може да задовољи потребе ТО Баново брдо за деоксигенизованом водом за допуну система даљинског грејања, као и за рад топловодних и парних котлова смештених у топлани.

4.1 ОПИС ПОСТОЈЕЋЕГ СТАЊА СИСТЕМА ДОПУНЕ ТОПЛОВОДНЕ МРЕЖЕ У ТО БАНОВО БРДО

Запремина топловодне мреже повезане на ТО Баново брдо износи око 1830 m^3. Топловодна мрежа је повезана директно са котловима, којих у топлани има укупно четири. Номинална топлотна снага котлова износи 2x23 MW и 2x29 MW, односно укупно 104 MW. Према подацима ЈКП Београдске електране губици воде из топловодног система сектора Баново брдо износе 120 ÷ 150 m^3/dan, а ван грејне сезоне потрошња воде се своди на допуне система након ремонтних радова на мрежи која износи око 10000 m^3 за 6 месеци, односно у просеку око 55 ÷ 60 m^3/dan. Допуна топловодне мреже у ТО Баново брдо се обавља према упрошћеној технолошкој шеми приказаној на слици 4.1.



Слика 4.1 Упрошћена технолошка шема допуне мреже у ТО Баново брдо

Сирова вода је вода из градске водоводне мреже. Омекшавање воде је пројектовано да се спроводи у јонским размењивачима (3 катјонска размењивача номиналног капацитета 1x30 m^3/h и 2x17 m^3/h, регенерација помоћу раствора $NaCl$). Омекшана вода се користи за потребе вреловодне котларнице, парне котларнице и за допуну топловодне мреже. Постојећи термички дегазатор није у функцији због неповољне хидраулике постројења. Одстрањивање растворених гасова се обавља помоћу карбохидразида. Вода се спроводи у атмосферску експанзиону посуду запремине 40 m^3, а поред тога постоји и додатни резервоар запремине 100 m^3. У воду се додаје и Na_3PO_4 по потреби.

4.2 ОПИС ЕКСПЕРИМЕНТАЛНОГ ПОСТРОЈЕЊА

Постројење на којем је извршено истраживање је димензионисано тако да има капацитет деоксигенизоване воде 4 ÷ 5 m^3/h. Десорбер висине 3 m, је израђен од стандардне бешавне цеви од угљеничног челика, пречника DN 200, са испуном од Паловиx прстенова. Азот који се користи у процесу је чистоће 99,99% и ускладиштен је у боци под притиском од 150 bar. Максимални предвиђени проток азота износи 2 kg/h. Максимални притисак у колони износи 0,05 barA. Плочасти размењивач топлоте обезбеђује загревање воде од 12°C до потребне температуре која је нижа од 33°C. Теоријска ефикасност комплетног постројења износи:

$$£_b = \frac{\tilde{x}_{O_2,p} - \tilde{x}_{O_2,k}}{\tilde{x}_{O_2,p}} = \frac{10983 - 20}{10983} = 0{,}99818 = 99{,}818\%$$

где су:

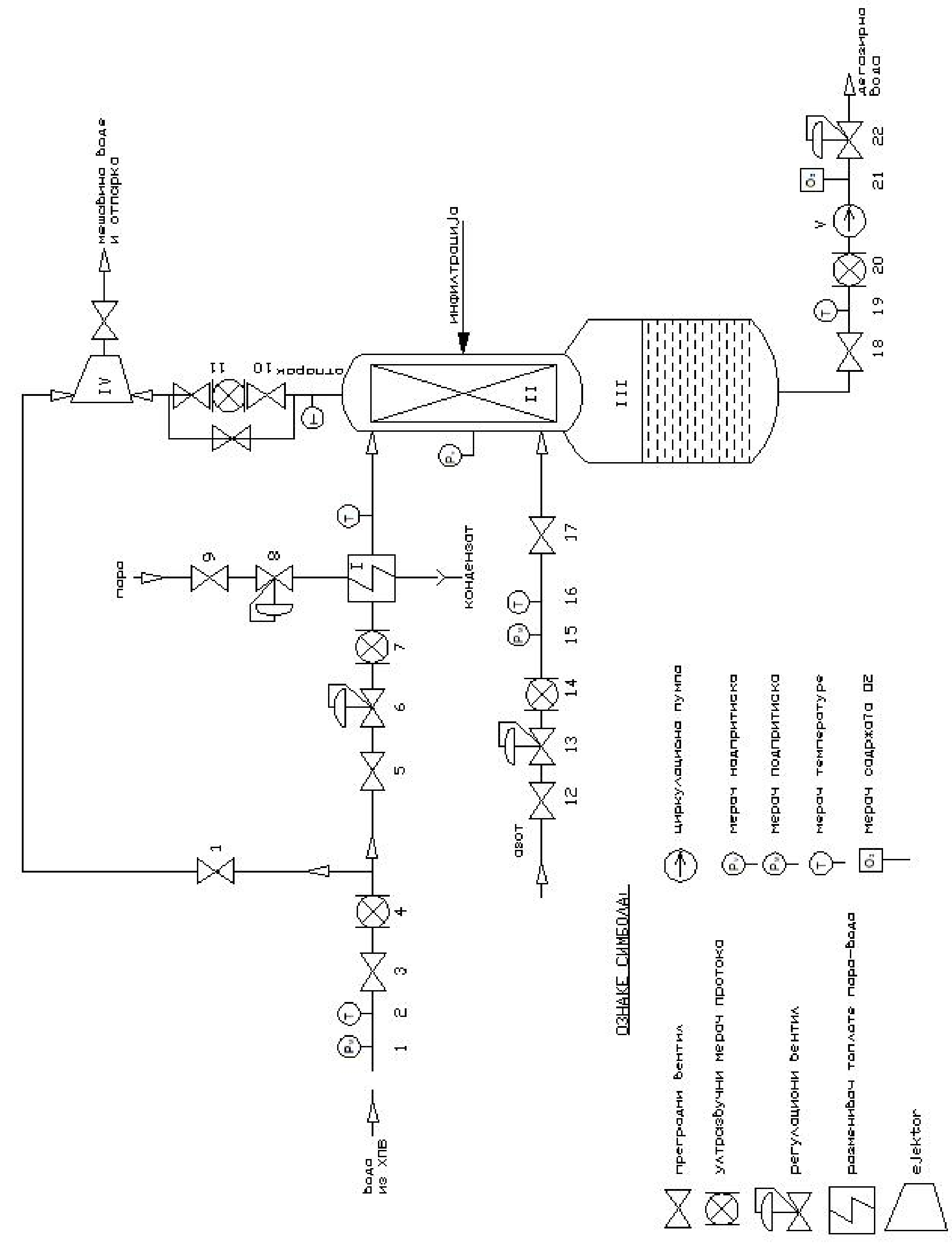
- $\tilde{x}_{O_2,p} = 10{,}983\,\mathrm{mg/l} = 10{,}983\,\mathrm{ppm_{mas}}$, масени удео O_2 на улазу (равнотежни удео на 12°C и 101.3 kPa);
- $\tilde{x}_{O_2,k} = 0{,}02\,\mathrm{mg/l} = 20\,\mathrm{ppm_{mas}}$, масени удео кисеоника на излазу.

Димензије и радни параметри ејектора су:

- улазни пречник (на страни воде) DN65;
- усисни пречник (на страни отпарка) DN65;
- излазни пречник (на страни мешавине воде и отпарка) DN80;
- дужина ејектора 765 mm;
- проток воде 23 m^3/h;

- средња температура воде 15°C;
- притисак воде 5 barA.

Технолошка шема са арматуром и опремом приказана је на слици 4.2. Вода из постројења за хемијску припрему има температуру 12÷17°C и притисак 5÷8 barA. Вода се спроводи цевоводом DN100, преко преградног вентила (3), на коме је уграђно мерило протока (4) којим се контролише потребни проток за рад инсталације, а који је у опсегу 26÷28 m^3/h. Након тога се цевовод рачва на DN80 и DN50. Кроз цевовод DN80 се вода протока 23 m^3/h и притиска 5 barA уводи у ејектор (IV) којим се обезбеђује потребни вакум у инсталцији од 0.05barA. Цевоводом DN50 се вода спроводи преко регулационог вентила (6) према десорпционој колони. Проток воде се варира у опсегу 3 ÷ 5 m^3/h, вредност се очитава на мерилу протока (7). Подпритисак у инсталацији се очитавао помоћу еталонираног вакуметра постављеног на дну колоне. Вода се потом загрева у плочастом размењивачу топлоте пара-вода (I) до температуре од максимално 30÷33°C. Загревање воде се врши помоћу водене паре, која се обезбеђује из парног котла намењеног за сопствену потрошњу топлане. Проток паре се регулише регулационим вентилом (8) у зависности од жељене темепратуре воде на улазу у колону. Вода се потом уводи у колону са испуном (II) пречника DN200 и висине 3 m. Азот се из боце под притиском од 150 bar преко регулационог вентила 13 редукује на притисак од 1 ÷ 2 bar и проток од 0.5 ÷ 2 kg/h и уводи у доњи део колоне. Дегазирана вода се сакупља у резервоар III одакле се циркулационом пумпом V одводи у главни напојни резервоар. Регулационим вентилом (22) се обезбеђује да проток излазне (дегазиране) воде буде исти као и на улазу, чиме се остварује и равномеран ниво воде у резервоару испод колоне. Контролно мерење протока дегазиране воде врши се ултразвучним мерилом (20), а мерење концентрације кисеоника дигиталним онлајн уређајем са дисплејем (21) на месту пре напојног резервоара. Отпарак који представља мешавину десорбованих гасова, водене паре и инфилтрираног ваздуха се преко преградног вентила (10) уводи у ејектор, у коме се меша са водом за погон ејектора, одакле се смеша воде и отпарка одводи у главни напојни резервоар. Овим процесом се уједно и остварује вакум у систему. Контролно мерење протока отпарка се врши ротаметром са куглицом (11).



Слика 4.3 Технолошка шема експерименталне инсталације

4.3 ИНФИЛТРАЦИЈА ВАЗДУХА

Обзиром да се процес десорпције одвија у условима сниженог притиска (вакума), на местима спојева опреме и цевовода долази до инфилтрације околног ваздуха. На тај начин се повећава укупно потребни капацитет за остваривање потребног вакума у инсталацији. У литератури постоје разне препоруке за одређивање количине инфилтрираног ваздуха. Према [4.1] инфилтрација при раду на притиску нижем од атмосферског зависи од запремине система, односно посматране посуде и апсолутног притиска у систему, и одређује се према једначини

$$G_{nk} = a \cdot V^{b}, \text{ kg/h} \tag{4.1}$$

где је:

- Gnk (kg/h) –количина инфилтрираног ваздуха;
- V (m3) – запремина система;
- a,b – бездимензиони коефицијенти, дати у табели 4.1.

Табела 4.1 Вредности коефицијента *a* и *b*

p_t, kPa	*a*	*b*
12 ÷ 101,3	0,9430	0,6630
2,8 ÷ 12	0,6966	0,6617
0,41 ÷ 2,8	0,4784	0,6579
0,13 ÷ 0,41	0,2415	0,6568
<0,13	0,1220	0,6639

На основу података о запремини и притиску у испитној инсталацији (V = 0,72 m^3, p = 5,0 kPa) применом (4.1) израчунава се да је процењена максимална количина инфилтрираног ваздуха 0,560 kg/h.

Према [4.2] слична једначина за дозвољену инфилтрацију кроз заварене спојеве и напрслине посуде/система (weld leakage rate) гласи:

$$\dot{m}_{infWL} = A \cdot p^{B} \cdot V^{C} \tag{4.2}$$

где је:

- $\dot{m}_{infWL}$ (kg/h) – инфилтрација кроз заварене спојеве и напрслине;
- p (kPa) – апсолутни притисак у систему;
- A,B,C – бездимензиони коефицијенти дати у табели 4.2.

У реалним ситуацијама поред инфилтрације кроз заварене спојеве и напрслине постоји и локална инфилтрација - инфилтрација кроз специфичне елементе система (нпр. прирубнички и навојни спојеви, вентили на посуди или цевоводу) препоручује се одређивање збирне инфилтрације по формули

$$\dot{m}_{inf} = 2 \cdot \dot{m}_{infWL} \tag{4.3}$$

Табела 4.2 Вредности коефицијента *A*, *B* и *C*

Опсег притиска у систему, kPa		*A*	*B*	*C*
max	min			
101,3	13,3	0,4089	0	0,6000
13,3	1,3	0,2085	0,2600	0,6000
1,3	0,1	0,0234	0,3400	0,6000

Применом (4.2) за параметре испитне инсталације израчунава се инфилтрација само кроз заварене спојеве и напрслине од 0,267 kg/h, док је према (4.3) збирна инфилтрација 0,533 kg/h.

Према [4.3] за опсег запремина система у интервалу 0,2 ÷ 500 m3, инфилтрација се, независно од величине притиска (вакума) рачуна по формули

$$\dot{m}_{inf} = 0{,}4683 \cdot V^{0{,}6660} \tag{4.4}$$

где је:

- $\dot{m}_{inf}$ (kg/h) – инфилтрација;
- V (m3) – запремина система.

За мањи опсег запремина система од 0,2 ÷ 5 m^3, инфилтрација се, независно од вакума, рачуна по формули

$$\dot{m}_{inf} = 0{,}769 \cdot V^{0{,}7075} \tag{4.5}$$

Опсег инфилтрационог протока зависно од типа инсталације је дат у табели 4.3

Табела 4.3 Опсег инфилтрационог протока у зависности од типа инсталације

Тип инсталације	$\dot{m}_{inf}$, kg/h	
	min	max
Углавном прирубнички спојеви	$\dot{m}_{inf}$	$2 \cdot \dot{m}_{inf}$
Делом прирубнички а делом са заварени спојеви	$\dot{m}_{inf}$	$\dot{m}_{inf}$

Углавном заварени спојеви или са специјалним заптивањем	$\dot{m}_{inf}/4$	$\dot{m}_{inf}/2$

На основу једначине (4.5) и препорука из табеле 4.3 израчунава се да је инфилтрација за испитну инсталацију, која се састоји делом од прирубничких а делом од заварених спојева 0,378 kg/h.

Према препорукама датим у [4.3], опсег инфилтрације ваздуха зависи од врсте примењених спојева у инсталацији. Уколико се примењују углавном заварени спојеви инфилтрација износи 0.105÷0.175 kg/h. Према [4.4] измерене вредности инфилтрације износе 1÷50% од вредности израчунатих према поступцима датим у [4.1] и [4.2]. Према томе, за испитну инсталацију би минимална вредност инфилтрације износила 0,00533 kg/h.

4.4 ПОСТУПАК МЕРЕЊА

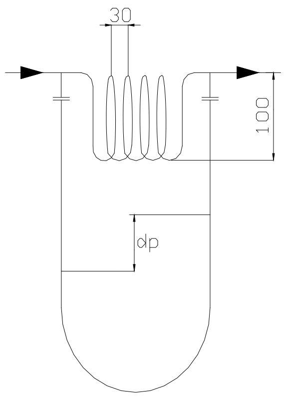
Мерење започиње успостављањем стационарног радног режима. Након успостављања жељених протока радних и енергетских флуида потребно је сачекати да се радни притисак у колони устали на жељену вредност од 0.05 ÷ 0.1 barA. Време постизања радног притиска је око 5 минута. У току овог периода је потребно, поред очитавања протока флуида вршити и контролу нивоа воде у резервоару испод колоне. Након успостављања протока и радног притиска, у зависности од радног режима, мењају се темепратура воде на улазу у колону и проток азота. У току испитивања, праћени су и мерени следећи параметри:

- протоци воде и азота;
- притисак у инсталацији-вакум;
- температуре воде и отпарка;
- садржај O_2 у води на улазу и на излазу.

Овим мерењима је претходило мерење инфилтрације околног ваздуха у инсталацију.

4.4.1 Мерење протока

У току експеримента мерени су протоци воде и азота. За мерење протока воде на улазу и излазу из колоне коришћено је ултразвучно мерило топлоте типа Danfoss Multical DN25 Qp3.5. Регулација протока улазне воде остварена је регулационим вентилом са моторним погоном типа Danfoss AVQM а регулација протока деоксигеноване воде ручним регулационим вентилом DN50 типа TA STAD.



Слика 4.3 Отпорна стаза

Проток азота је мерен на два начина; мерењем пада притиска кроз отпорну стазу израђену од бакарне завојнице дужине 1m, унутрашњег пречника 4 mm и корака завојнице од 30 mm, (слика 4.3) и мерењем протока кроз ротаметар са куглицом. Табеле за прерачунавање протока дате су у Прилогу 4.

4.4.2 Мерење притиска

Притисак у систему је мерен механички помоћу еталонираног вакуметра типа Wika PV1, мерног опсега -1 ÷ 1 bar. Вршено је и контролно мерење електронским давачем притиска. Оба уређаја су постављена на дну колоне. Притисак у систему се регулише одговарајућим протоком и притиском воде као погонског флуида ејектора. При пројектним условима за које је димензионисан ејектор (проток 23 m^3/h и притисак 5 barA) достиже се жељени притисак од 0,05 barA.

4.4.3 Мерење температуре

Мерне су температуре воде и отпарка помоћу стаклених термометара са живом, опсега мерења 0 ÷ 100°C и уронских термо-отпорних сонди Pt 100 типа Wika T24, мерне отпорности 0,39 Om/°C са грешком мерења 0,5°C.

4.4.4 Мерење садржаја кисеоника у води

Мерење садржаја O_2 вршено је дигиталним онлајн уређајем типа HK-318 Dissolve Oxygen Analyzer, опсега мерења 0 ÷ 20 mg/l и 0 ÷ 100°C. Почетна концентрација O_2 улазне воде мерена је за сваки радни режим пре почетка пуштања инсталације у погон. Након пуштања инсталације у погон и постизања радних услова за одређени радни режим мерен је садржај O_2. Временски интервал при којем се вредност садржаја O_2 устали износио је приближно 30 min. Ово је уједно и време промене радних параметара у оквиру одговарајућег режима.

4.4.5 Мерење инфилтрације ваздуха

Ради добијања прецизних података потребних за израду биланса супстанције неопходно мерење инфилтрације ваздуха је спроведено на следећи начин. Сви одводни вентили на инсталацији су затворени, осим вентила према ејектору. Након укључења ејектора и постизања радног притиска од 0,05 барА затворен је и вентил према ејектору. Тиме су остварени услови за мерење промене притиска у систему, који је директна последица инфилтрације ваздуха.

Биланс инфилтрације гласи

$$\dot{m}_{inf}\left(p\right) = 0 + \frac{\mathrm{d}m}{\mathrm{d}^2} \tag{4.6}$$

где су:

- $\dot{m}_{inf}\left(p\right)$ (kg/s) - масени проток ваздуха који продире у инсталацију;
- p (Pa) - притисак;
- m (kg) - маса ваздуха у инсталацији;
- ^{2} (s) - време.

Користећи једначину стања идеалног гаса

$$p \cdot V = m \cdot \frac{R_u \cdot T}{M} \tag{4.7}$$

и имајући у виду да је температура у систему практично константна закључује се да је промена масе ваздуха у функцији притиска

$$\mathrm{d}m = \frac{V \cdot M}{R_u \cdot T} \cdot \mathrm{d}p \tag{4.8}$$

па се једначина (4.1) може записати у облику

$$\dot{m}_{inf}\left(p\right) = \frac{V \cdot M}{R_u \cdot T} \cdot \frac{\mathrm{d}p}{\mathrm{d}^2} \tag{4.9}$$

где су:

- V (m^3) - запремина постројења;
- M = 28,96 kg/kmol, моларна маса ваздуха;
- $R_u = 8314{,}51\ \mathrm{J/(kmol \cdot K)}$, универзална гасна константа;
- T (K) - апсолутна температура.

Мерење инфитлтрације је извршено је у два наврата, на следећи начин: из инсталације је одстрањена вода и заостали кондензат. Помоћу ејектора је остварен притисак (вакум) од 0,05 barA и потом су затворени сви преградни вентили на улазним и излазним цевоводима из инсталације. Забележено је време остваривања ових услова. У наредном временском периоду праћен је пораст притиска у инсталацији услед инфилтрације. Бележено је време у којем је регистрована промена притиска од Δp = 0,02 bar (један подеок на скали вакумметра). На основу овако добијених вредности инфилтрације установљена је просечена вредност инфилтрације као меродавна за експерименталну инсталацију. Резултати мерења инфилтрације дати су у Прилогу 2.

4.5 ЛИТЕРАТУРА

[4.1] Gomez, J. V.: Calculate Air Leakage Values for Vacuum Systems, Chemical Engineering, June 1991

[4.2] Ryans JL and Croll S (1981). Selecting vacuum systems. Chemical Engineering 88 (25): 73-90

[4.3] Air leakage in vacuum vessels - GEAWiegand GmbH, www.gea-wiegand.com

[4.4] Peress J.:Estimate emissions from vacuum operations, Chemical Engineering Progress, 98/5; 2002

5 АНАЛИЗА ЕКСПЕРИМЕНТАЛНИХ РЕЗУЛТАТА

5.1 АНАЛИЗА РЕЗУЛТАТА МЕРЕЊА ИНФИЛТРАЦИЈЕ ВАЗДУХА

Мерење инфилтрације према процедури описаној у Поглављу 4.4.5 обухватило је две, временски различите, групе мерења током којих је је праћено смањење притиска у инсталацији у временском интервалу мереном штоперицом.

Резултати мерења дати су у Прилогу 2. У табели 5.1 приказано је једно седмодневно мерење, а одговарајући дијаграм на слици 5.2. Инфилтрација је израчуната појединачно за сваку промену притиска и дата је просечна вредност за читав период мерења.

Табела 5.1 Мерење инфилтрације ваздуха

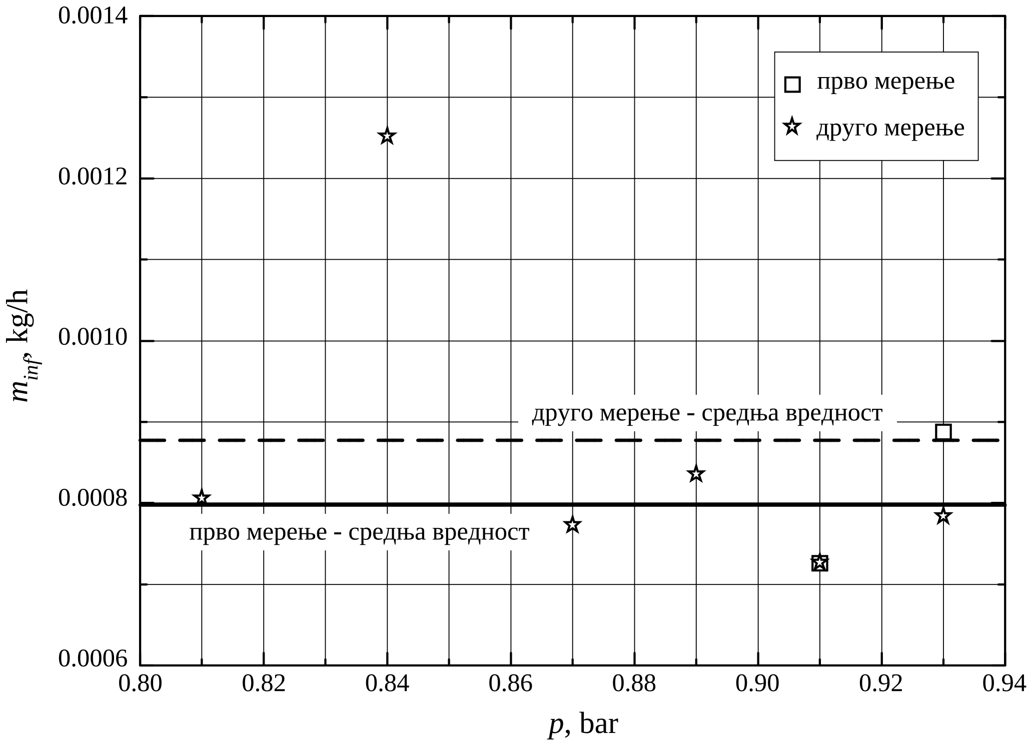
Број мерења	Време hh:mm	p barA	$\Delta\tau$ h	Δp Pa	$\frac{V \cdot M}{R_u \cdot T}$	$\dot{m}_{inf}$ kg/h
1	00:00	0,06				
2	33:03	0,08	23.38	2000		0,000784
3	58:15	0,10	25.20	2000		0,000727
4	80:11	0,12	21.93	2000	$9{,}166 \cdot 10^{-6}$	0,000836
5	103:54	0,14	23.28	2000		0,000773
6	133:11	0,18	29.28	4000		0,001252
7	155:55	0,20	22.73	2000		0,000806
Просек			146,25	14000		0.000877

На основу извршених мерења на испитној инсталацији, за потребе даљих прорачуна, усвојена је средња вредност инфилтрације 0,000877 kg/h.

У поређењу са очекиваним вредностима инфилтрације израчунатим према препорукама [4.1÷4.3], измерана средња вредност износи:

- 0,15% у односу на вредност израчунату према (4.1),
- 0,32% у односу на вредност израчунату према (4.2),
- 0,16% у односу на вредност израчунату према (4.3),
- 0,23% у односу на вредност израчунату према (4.5),
- 0,46 ÷ 0,93% у односу на вредност дату у [4.3]

На основу овог разматрања може се закључити да је инсталација добро заптивена, а да препоруке и прорачунске методе дате у [4.1 ÷ 4.4] дају значајно веће вредности инфилтрације.

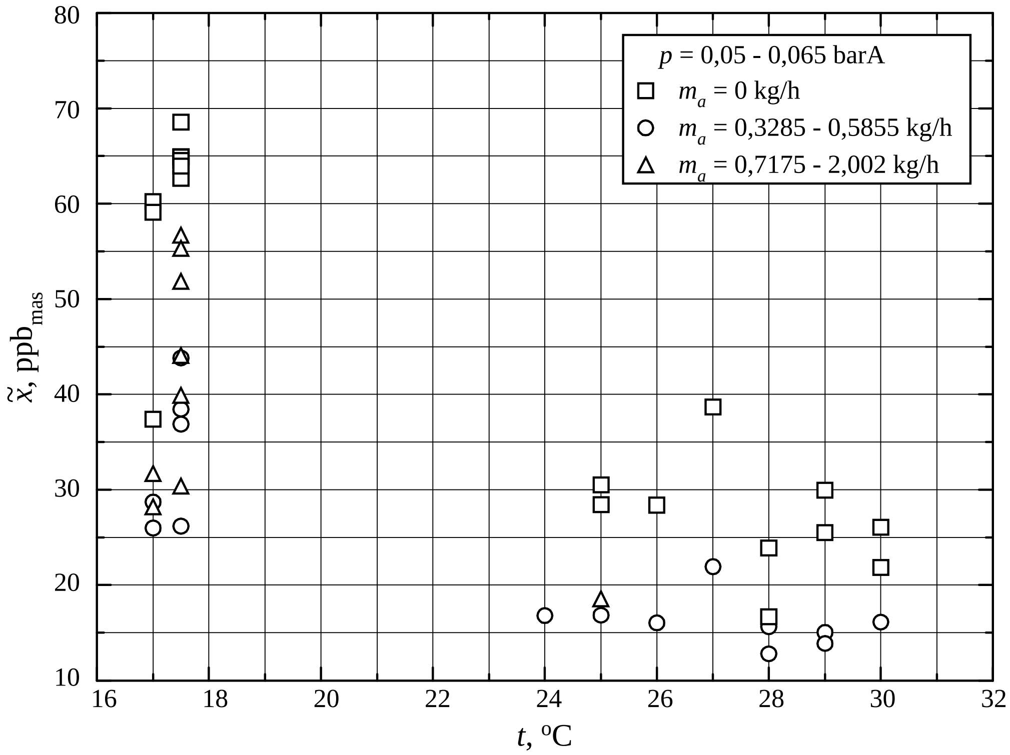


Слика 5.1 Дијаграм зависности инфилтрације од промене притиска

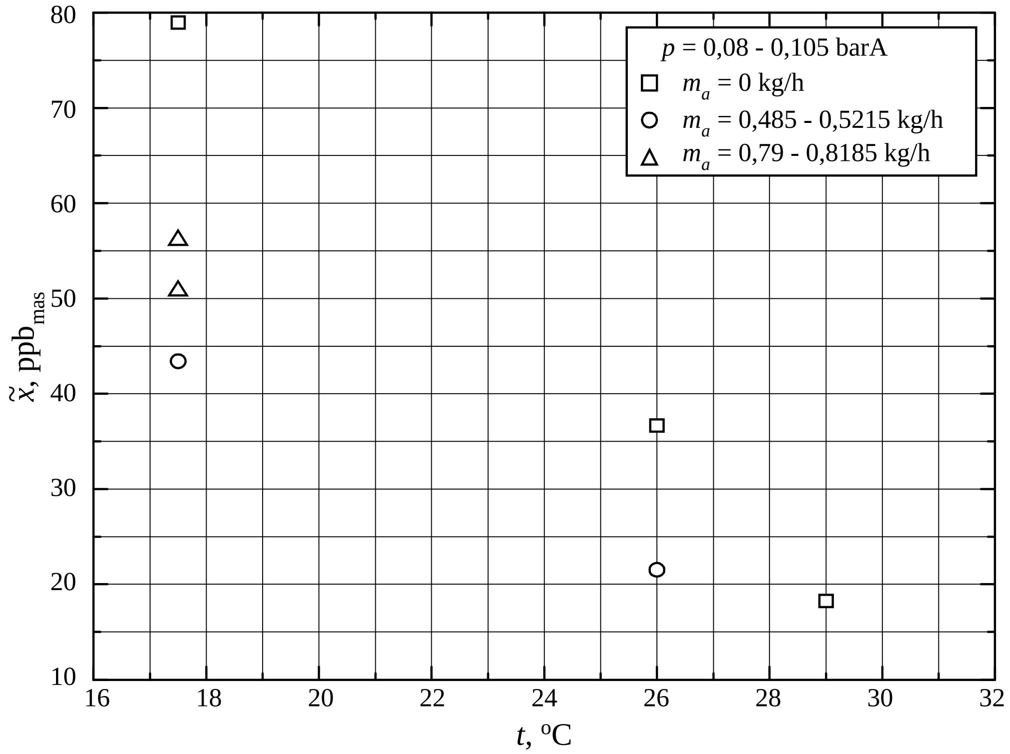
5.2 ПРИКАЗ РЕЗУЛТАТА МЕРЕЊА ВАКУМСКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕ

Мерење удела O_2 након вакумске дегазације вршено је у периоду од шест дана у току којих је успостављен стационарни режим и адекватно управљање свим процесним параметрима. Табеле са прегледом свих измерених величина по данима дате су у Прилогу 3. На сликама 5.3 и 5.4 дати су дијаграми зависности удела O_2 од температуре дегазиране воде и масеног удела азота за сваки од испитиваних радних режима. Са дијаграма на сликама 5.3 и 5.4 уочава се да при вакумској дегазацији воде од ~4 m^3/h и притиску од 0,05 ÷ 0,1 barA, при темепратури воде у опсегу 17 ÷ 17,5°C, што је темепратура воде која у летњем периоду пролази кроз јонске филтере без додатног загревања, удео O_2 креће у опсегу 60 ÷ 80 ppb_{mas}. У питању су радни режими без додатног загревања и увођења азота у процес. Измерени садржај O_2 је значајно нижи у односу на постојећу термичку дегазацију воде која се користи у ТО Дунав, ТО Церак и ТО

Н. Београд (одељак 3.7). Загревање воде пре уласка у десорбер и увођење азота у процес, доводе до снижавања удела O_2 испод препоручених 20 ppb_{mas}.



Слика 5.2 Резултати мерења за опсег радног притиска 0,05 ÷ 0,065 barA



Слика 5.3 Резултати мерења за опсег радног притиска 0,08 ÷ 0,105 barA

На основу спроведених мерења може се закључити да се најнижа остварена концентрација O_2 (при протоку воде на улазу 4,0 ÷ 4,9 m^3/h) креће у опсегу 10 ÷ 20 ppb (mas) и постиже се варирањем следећих радних параметара:

- температура воде на улазу: 25 ÷ 30°C;
- притисак десорпције: 0,05 ÷ 0,08 barA;
- масени проток азота: 0,35 ÷ 0,9 kg/h.

Вредности концентрације O_2 у опсегу 20 ÷ 65 ppb (mas) могу се добити комбинацијом следећих процесних параметара: загревањем воде, увођењем азота и снижавањем притиска у колони.

Коначно, методом вакумске дегазације се може управљати жељеном концентрацијом O_2 у води у прописаним границама и за потребе различитих технолошких процеса.

Резултати приказани на одговарајућим сликама морају се пажљивије и прецизније прокоментарисати.

Напомена ми смо мерили ефекте десорпције углавном са два нивоа протока азота (0,45÷0,5 kg/h и 0,85÷0,95 kg/h) и на бази мерења се не може утврдити оптимални утрошак азота. То се може утврдити тек на основу додатних симулација процеса.

5.3 АНАЛИЗА РЕЗУЛТАТА МЕРЕЊА НА ПОСТРОЈЕЊУ ЗА ВАКУМСКУ ДЕГАЗАЦИЈУ

Према методологији из [3.16] уобичајеној за прорачун транспорта топлоте и супстанције при вишестепеној десорпцији извршени су контролни прорачуни за сваки од измерених радних режима инсталације да би се утврдила веза следећих процесних параметара постројења за вакумску дегазацију:

- $\dot{m}_L$, kg/h, проток воде;
- t_{des}, °C, температура воде на улазу у колону;
- p_{des}, barA, апсолутни притисак на врху колоне;
- $\dot{m}_{GEN}$, kg/h, масени проток азота;
- $\tilde{x}_{O_2}$, ppb_{mas}, удео кисеоника.

Коришћењем метода најмањих квадрата добијена је следећа зависност:

$$\tilde{x}_{O_2} = \frac{\frac{1410}{(t_{des} - 7,2)^{1,4}} \cdot \exp\left(t_{des} \cdot p_{des}^5\right)}{1 + 14,9 \cdot (\dot{m}_{GEN})} + [11,3 \cdot \ln(p_{des}) + 36] \tag{5.1}$$

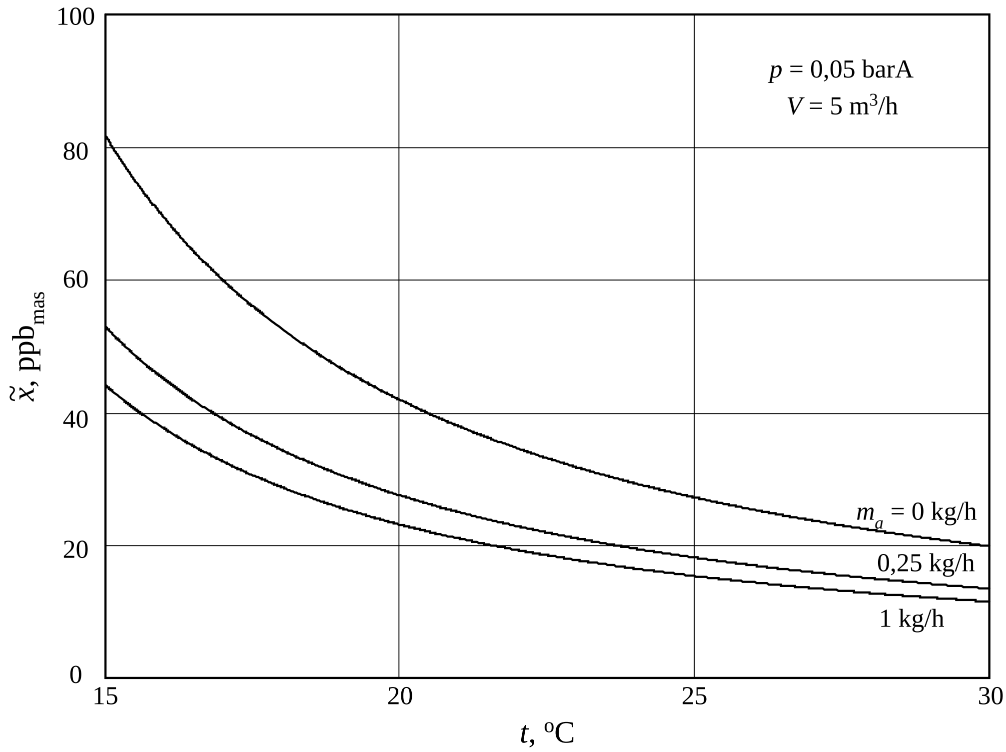
на основу 36 радних режима од укупно измерених 41. Статистички параметри корелације (5.1) су следећи:

- средње квадратно одступање 14,1%;
- корелациони однос 95,0%.

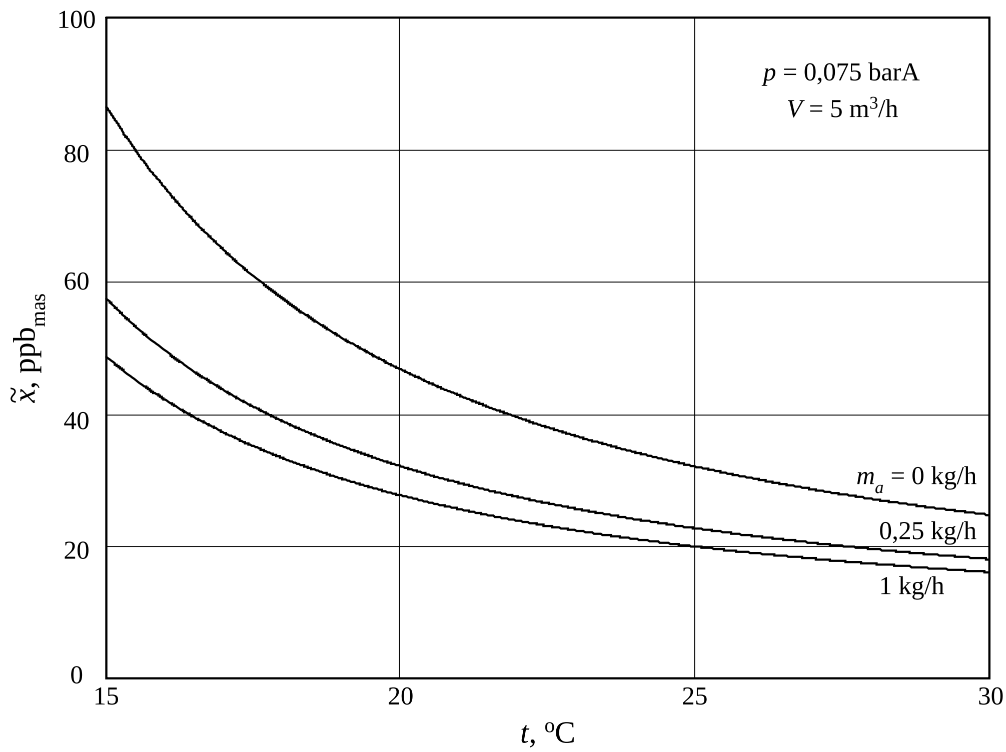
На сликама 5.15, 5.16 и 5.17 је приказан утицај радних параметара (температура десорпције, притисак десорпције и масени проток азота) на масени удео кисеоника у води после десорпције. Анализа је извршена за проток воде од 5000 kg/h, са азотом чистоће 99,99% и измереном инфилтрацијом ваздуха. Проток азота се кретао у опсегу 0 ÷ 1 kg/h, а притисак десорпције 0.05 ÷0.1 barA.

Запажања су следећа:

- могуће је остварити излазну концентрацију кисеоника у води од 20 ppbmas без утрошка азота на температури десорпције од 29,9°C и притиску од 0,05 barA (слика 5.15);
- убацивањем 0,25 kg/h азота у десорпциону колону се значајно смањује излазна концентрација кисеоника у води у односу на случај без утрошка азота - задата концентрација од 20 ppb_{mas} се достиже на температури десорпције од 23,7°C и притиску од 0,05 barA (слика 5.15);
- на притиску од 0,075 barA и протоку азота од 0,25 kg/h концентрација од 20 ppb_{mas} се достиже на 27,9°C (слика 5.16);
- на притиску од 0,1 barA концентрација од 20 ppb_{mas} се може достићи са протоком азота од 1 kg/h на температури десорпције 29,3°C (слика 5.17) ;
- при протоцима азота изнад 0,25 kg/h релативно је мало се смањење концетрације кисеоника у води са повећањем протока азота (слике 5.15, 5.16 и 5.17). Може се сматрати да је за ову инсталацију прихватљив проток азота 0,25 kg/h.

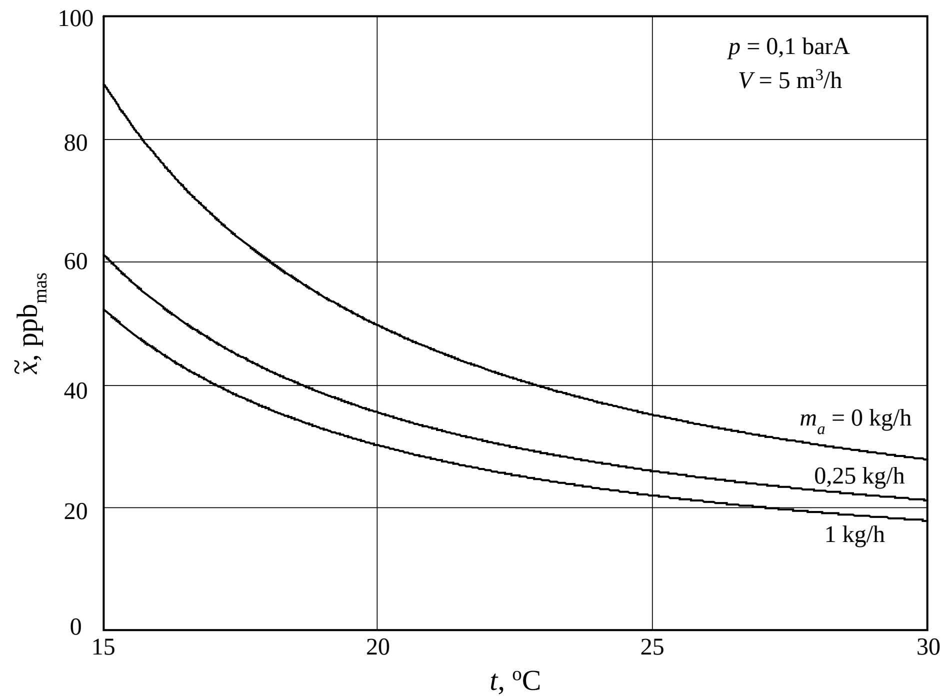


Слика 5.4 Утицај температуре десорпције на концентрацију O_2 у води после десорпције на притиску од 0,05 barA



Слика 5.5 Утицај температуре десорпције на концентрацију O_2 у води после десорпције на притиску од 0,075 barA

Закључак је да је добар циљани радни режим са притиском десорпције од 0,05 barA, температуром десорпције 24°C и протоком азота од 0,25 kg/h. Уколико се инсталција пројектује за температуру десорпције од 30°C (са одговарајућим топлотним извором) онда је могуће достићи жељену концентрацију кисеоника у води чак и у случају да дође до привременог отказа генератора азота што није могуће са мембранским поступком дегазације. Додатном анализом је утврђено да се ови резултати могу достићи са азотом мање чистоће (99,5%) што опет није могуће са мембранским поступком дегазације. Овако конципирано постројење има знатно већу еластичност у раду у односу на све остале поступке дегазације јер омогућава достизање жељене концентрације кисеоника у води комбинацијо три радна параметра (температура, притисак и проток азота). Посебна погодност у односу на мембранску и каталитичку деоксигенацију је могућност примене саме колоне за класичну термичку дегазацију. Наиме, у случају отказа комплетног система за вакумску дегазацију могуће је, увођењем паре на дно колоне, користити колону као у случају термичке дегазације, наравно уколико је извршено исправно димензионисање колоне са гледишта механичког прорачуне (односно за температуру кондензације паре од 105°C).



Слика 5.6 Утицај температуре десорпције на концентрацију O_2 у води после десорпције на притиску од 0,1 barA

6 ЕКОНОМСКА АНАЛИЗА ПОСТУПАКА ДЕГАЗАЦИЈЕ

У овом одељку је приказана економска анализа типског постројења капацитета 20 m^3/h за услове рада током целе године са сваку од претходно поменуте четири методе дегазације: термичку, мембранску, каталитичку и вакумску. Разматрани су инвестициони и оперативни трошкови, чија сума даје укупне трошкове који су потом сведени на јединицу запремине деоксигенизоване воде.

6.1 ИНВЕСТИЦИОНИ ТРОШКОВИ

Инвестициони трошкови постројења се дефинишу као укупни трошкови потребни да би пројекат (било које врсте) достигао статус комерцијалне оперативности. Инвестициони трошкови се још називају капитални трошкови. Инвестициони трошкови (C_{inv}) се према [6.1] деле на две категорије: фиксне, радне и трошкове уходавања потројења

$$C_{inv} = C_{FC} + C_{WC} + C_{SU} \tag{6.1}$$

Фиксни инвестициони трошкови (C_{FC}, фиксни капитал) обухватају планирање градње, пројектовање постројења и израду студије изводљивости, куповина или најам земљишта на коме се гради фабрика и прибављање дозвола за градњу, технолошку, енергетску и другу опрему потребну за изградњу фабрике, трошкове изградње постројења (материјал, радна снага, надзор, осигурање и таксе у току изградње), итд. Радни инвестициони трошкови (C_{WC}, радни капитал) обухватају остале трошкове од пуштања постројења у рад до остваривања првог прихода од продаје финалних производа. C_{SU} су трошкови неопходни за уходавање рада постројења и модификације на постројењу ради достизања пуног капацитета.

За потребе ове дисертације биће разматрани само фиксни трошкови односно једначина (6.1) се своди на

$$C_{inv} = C_{FC} \tag{6.1}$$

Фиксни инвестициони трошкови се израчунавају као збир

$$C_{FC} = C_{ISBL} + C_{OSBL} + C_{ENG} + C_{CONT} \tag{6.2}$$

следећих трошкова [6.1]:

- C_{ISBL}, инвестициони трошкови постројења (inside battery limits - ISBL);

- C_{OSBL}, инвестициони трошкови инфраструктуре на месту градње (outside battery limits - OSBL);
- C_{ENG}, трошкови инжењеринга;
- C_{CONT}, непредвиђени трошкови.

6.1.1 Инвестициони трошкови постројења

Инвестициони трошкови постројења (ISBL инвестициони трошкови) укључују трошкове набавке и уградње комплетне процесне и остале опреме постројења. Директни ISBL трошкови обухватају:

- сву процесну опрему, као што су посуде, реактори, колоне, пећи, размењивачи топлоте, хладњаци, пумпе, компресори, мотори, вентилатори, турбине, филтери, центрифуге, сушачи, итд, укључујући и тестирање опреме (ако је потребно);
- остале неопходне елементе као што су цеви, вентили, мерна и регулациона опрема, носеће конструкције, изолација, заштитни премаз, уље за подмазивање, растварачи, катализатори, итд;
- грађевинске радове, као што су израда путева, темеља, зграда, канализације, насипа, итд;
- монтажерски рад и надзор над изградњом.

  На ове директне трошкове се додају и следећи индиректни ISBL трошкови:

- трошкови опреме и ресурса неопходни за градњу, као што су куповина или изнајмљивање опреме за градњу, транспортне опреме, привремено довођење воде и електричне енергије, трошкови изградње привремених објеката (нпр. машинске и друге радионице), осветљење градилишта, уклањање отпада, итд;
- теренски трошкови и услуге, као што су на теренске кантине, трошкови прековременог рада, и додатни трошкови услед неповољних временских услова;
- трошкови осигурања градилишта, људи и средстава;
- остали трошкови као што су накнаде за посредовање у трансакцијама, трошкови правних услуга, увозне дажбине, локалне таксе, таксе за патенте, корпоративни режијски трошкови, итд.

6.1.2 Инвестициони трошкови инфраструктуре

Инвестициони трошкови инфраструктуре на месту изградње (OSBL инвестициони трошкови) обухватају трошкове ради подизања нивоа инфраструктуре коју захтева изградња нове фабрике или реконструкција постојеће фабрике. OSBL трошкови се обично јављају у почетним фазама градње и обухватају:

- електричне трафостанице, електричне уређаје (нпр. генераторе електричне струје) и електричне водове;
- котлове, пароводе, цевоводе кондензата, постројења за припрему воде, итд.;
- куле за хлађење воде, циркулационе пумпе, цевоводе, третман расхладне воде;
- припрему процесне воде, цевоводе, третман отпадних вода, канализација;
- обезбеђење техничких гасова и пратећи цевоводи;
- дуваљке, сушачи и цевоводи за инструментациони ваздух;
- цевни мостови, цевоводи сировина и производа;
- складишта, транспортери, дизалице, пристаништа, пруге, итд.;
- лабораторије, канцеларије, кантине, свлачионице, канцеларије, контролне собе;
- радионице и просторије за одржавање постројења;
- хитне службе, ватрогасна опрема, ватрогасни хидранти, амбуланте, итд;
- обезбеђење градилишта, ограде, итд.

Наведени трошкови ће у даљој анализи бити занемарени, јер ће бити анализиран само случај надоградње постројења за деоксигенацију при постојећим топланама које већ имају потпуно развијену инфраструктуру.

6.1.3 Трошкови инжењеринга

Трошкови инжењеринга обухватају трошкове инжењерских услуга потребних да се спроведе пројектовање и изградња постројења. Инжењеринг обухвата:

- израду пројеката (концептуалног, идејног, главног): технолошко, машинско, грађевинско пројектовање, пројектовање електричних инсталација и опреме, система регулације, заштите од пожара;
- израду остале техничке документације (спецификациони листови и/или конструкциона документација опреме, елаборат о утицају на животну средину, итд.);

- инжењерске активности при набавци основне процесне и друге опреме (избор, тестирање, итд.);
- надзор над изградњом;
- техно-економске анализе у разним фазама пројектовања и изградње;
- управљање пројектом.

У трошкове инжењеринга су обрачунавају и административни трошкови, трошкови путовања, животни трошкови на локацији, канцеларијски трошкови, зараде уговарача, израде модела постројења, итд.

6.1.4 Непредвиђени трошкови

Непредвиђени трошкови су додатни трошкови које је потребно предвидети у буџету пројекта ради да обезбеђења од различитих догађаја у току изградње постројења који се могу негативно одразити на инвестиционе трошкове. Такође, кроз ове трошкове се обухвата и обезбеђење од грешака при процени трошкова у фазама пре почетка изградње. Непредвиђени трошкови покривају:

- измене у обиму пројекта;
- промене у ценама (нпр. цене челика, бакра, катализатора, итд);
- флуктуације валута у току пројектовања и градње;
- проблеме са извођачима радова;
- лоши временски услови;
- други неочекивани проблеми.

Набројани ванредни догађаји су случајни догађаји и вероватноћа да ће један од њих пресудно утицати на развој пројекта није значајна, али постоји. Ова вероватноћа се обрађује кроз анализу ризика чији је циљ процена могућег утицаја оваквих догађаја на изградњу постројења. Анализу ризика је најбоље спроводити независно од анализе трошкова.

Генерално се препоручује да се одвоји извесна количина финансијских средстава (тзв. резерва инвеститора или власника), која се менаџеру пројекта ставља на располагање само уколико се непредвиђени догађај заиста деси.

Непредвиђени трошкови се не односе на животни век постројења од тренутка пуштања у рад, па не треба да укључе :

- велике технолошке промене на постројењу у току радног века као што су значајне измене технолошких операција и апарата, промена капацитета и спецификације финалних производа;
- прекиде производње услед штрајкова, и елементарних непогода или хаварија;
- трошкове уходавања постројења;
- трошкове промена на финансијском тржишту (варијације курсева валута) након почетка рада постројења.

Минимални непредвиђени трошкови износе 5% од збира ISBL и OSBL [6.1].

6.1.2 Промена инвестиционих трошкова услед кретања на тржишту

Вредност новца се непрекидно мења због инфлације и дефлације. Стога се сматра да су подаци о трошковима тачни само у тренутку када су процењени или израчунати, јер врло брзо застаревају.

Инфлација представља пораст општег нивоа цена на одређеној локацији, док дефлација представља супротну појаву. Стопа инфлације се дефинише у облику

$$f_{inf} = \frac{C_A - C_B}{C_B} \tag{6.3}$$

где су C_A и C_B цене (или нивои цена) у тренутцима A и B.

Да би се, за потребе економских анализа, цена из прошлости C_B свела на тренутну цену C_A потребно је познавати стопу инфлације у датом периоду. Стопа инфлације се најчешће посматра на годишњем нивоу, па се тренутна цена израчунава помоћу једначине

$$C_A = C_B \cdot \prod_{i=1}^{n} \left(1 + f_{inf,i}\right) \tag{6.4}$$

где је $f_{inf,i}$ стопа инфлације у i-тој од n година разлике између тренутака A и B.

Уколико се може сматрати да је стопа инфлације у току више година имала константну вредност f_{inf} тада се једначина (2.4) записује у облику

$$C_A = C_B \cdot \left(1 + f_{inf}\right)^n \tag{6.5}$$

Пре 1970. стопа инфлације је била око 7%, а у данашње време на нивоу ЕУ се инфлација процењује на око 3 ÷ 4%. За озбиљну процену будућих трошкова постројења потребно је направити предвиђање годишње стопе инфлације за период животног века постројења. Промена инвестиционих трошкова процесне опреме, трошкова изградње и радне снаге, као и многи други повезаних трошкова, се може проценити на основу једначина (6.4), односно (6.5), али је потребно познавати специфични утицај инфлације на трошкове изградње, сировина, енергије, радне снаге, јер се наведени трошкови мењају по различитим законитостима. Због комплексности проблема развијен је метод прерачунавања цена помоћу индекса трошкова. Процена промене трошкова услед кретања на тржишту се добија на основу једначине

$$\frac{C_A}{I_A} = \frac{C_B}{I_B} \tag{6.6}$$

где су I_A и I_B индекси цена у тренутцима A и B.

За индексе цена у различитим временским периодима користе се подаци из специјализованих часописа:

- часопис Chemical Engineering објављује Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) и Marshall&Swift индекс (M&S equipment cost index);
- часопис Oil and Gas Journal објављује Nelson-Farrer Refinery Construction Index (NF index). ;
- часопис Process Engineering месечно објављује индексе за више земаља (САД, Велику Британију, Јапан, Аустралију и више земаља Европске уније)

Значења наведених индекса цена нису једнака. Индекс CEPCI се формира на основу категорија и подкатегорија наведених у табели 6.1 [6.2].

Сви показатељи трошкова треба да се користе са опрезом и уз одговарајућу процену. Они се не односе обавезно на стварне трошкове за део опреме или постројења, нити се могу користити да покажу ефекат понуде и потражње на цене. Треба још напоменути и да што је дужи период у којем се ова корелација прави, то је процена мање поуздана.

Да би се добила прецизнија процена потребно је раздвојити индикаторе који се користе за рад и материјал. У ову сврху се користе сложени показатељи који се објављују за различите индустријске гране у економским часописима. Ови сложени показатељи дају просечне индексе комбиновањем различитих компоненти и то у пропорцијама карактеристичним за одређену индустријску грану.

Табела 6.1 Структура индекса CEPCI и елементи који се узимају у обзир при формирању индекса

CEPCI	Подкатегорија	Елементи који се узимају у обзир
Процесна опрема	Размењивачи топлоте и резервоари	Цеви (шавне и бешавне), плоче, лимови, нечелични ваљани производи, мањи и већи резервоари, радна снага
	Процесне машине	Лимови, плоче, отковци, ослонци, вентилатори и дуваљке, мотори, генератори, млинови, спрашивачи, радна снага
	Цевоводи, вентили и фитинзи	Челичне, пластичне и бетонске цеви, челични вентили и фитинзи
	Процесна инструментација	Лимови, нечелични ваљани производи, мотори и генератори, релеји, електронске компоненте, метални вентили, радна снага
	Пумпе и компресори	Индустријске пумпе, непокретни ваздушни и гасни компресори, остали компресори, вакум пумпе
	Електрична опрема	Нечеличне жице и каблови, осветљење, мотори и генератори, трансформатори и регулатори снаге, електро ормани
	Носеће конструкције	Заштитни премази, лимови, плоче, шипке, бетонска арматура, бетон, изолациони материјали
Радна снага	-	Извођачи радова за тешке конструкције и грађевинске радове, занатлије, специјалисти (нпр. заваривачи)
Зграде	-	Конструкциони материјали, грађевински извођачи
Инжењерски надзор	-	Инжењеринг, административна подршка, пројектовање и цртање, менаџмент

6.1.3 Факторски метод процене инвестиционих трошкова

Сваки елемент који се уграђује у постројење мора бити транспортован на место градње, постављен на темеље или на носеће конструкције, повезан цевоводима, термички изолован. Да би постројење могло да буде пуштено у рад потребано је обавити и низ других активности: потребна је уградња мерне и регулационе опреме, изградња складишта, довођење енергетских ресурса (вода, грејни и расхладни медијуми, итд.), итд. Због наведених активности инвестициона цена постројења је значајно већа од цене основне опреме.

Процена инвестиционих трошкова за процесна постројења се углавном базира на процени куповне цене основних елемената постројења (основне опреме) потребних за остваривање процеса, при чему се остали трошкови одређују на основу цена тих позиција. Директни трошкови који прате изградњу једног постројења, поред трошкова за набавку опреме су:

- постављање/монтажа опреме, укључујући темеље и мање носеће конструкције;
- цевоводи, укључујући ослонце, изолацију, заштитне премазе и бојење;
- електро-радови (обезбеђење осветљења и снабдевање енергијом уопште) ;
- мерно-регулациона опрема, локалано управљање и контролна соба;
- зграде и други грађевински објекти за смештај опреме (помоћне просторије, канцеларије, лабораторије, радионице);
- складишта сировина и финалног производа;
- трошкови за опслуживање постројења паром, водом, ваздухом, итд.;
- земљиште, као и његова припрема;
- транспорт (пре свега снабдевање постројења паром, водом, ваздухом - уколико се ти трошкови не третирају одвојено).

Типичне вредности појединачних фактора су приказане у табели 6.2 на основу података из [6.1]. ISBL цена постројења износи

$$C_{ISBL}=C_E \cdot f_{ISBL} \tag{6.7}$$

где је ISBL фактор

$$f_{ISBL} = \left(1+\sum_{i=1}^{7} f_i\right) \tag{6.8}$$

Поред директних трошкова за набавку и инсталацију опреме, капитални трошак неког пројекта укључује и индиректне трошкове, за које су фактори такође дати у табели 6.2.

ОСБЛ трошкови се процењују помоћу једначине

$$C_{ISBL} + C_{OSBL} = C_{ISBL} \cdot f_{OSBL} \tag{6.9}$$

где је f_{OSBL} фактор за ОСБЛ инвестиционе трошкове.

Укупна вредност инвестиције износи

$$C_{FC} = (C_{ISBL} + C_{OSBL}) \cdot (1 + f_{ENG} + f_{CONT}) \tag{6.10}$$

где су f_{ENG} и f_{CONT} фактори инжењеринга и непредвиђених трошкова.

Капитални трошкови за опслуживање постројења и друге услуге зависе од тога да ли је у питању тзв. “green field” инвестиција или се постројење гради на земљишту на ком је већ постојало неко постројење, па се могу искористити неке постојеће зграде и инфраструктура. Имајући наведено у виду, а узимајући у обзир тренутно стање на тржишту Србије, за потребе ове дисертације су усвојени следећи факлтори.

Табела 6.2 Фактори за процену *UKT* постројења

Позиција	Ознака	Вредност
Основна опрема	C_E	0,2
Монтажа опреме	f_1	0,2
Цевоводи, канали, итд.	f_2	0,15
Уређаји за мерење и аутоматску регулацију	f_3	0,05
Електро опрема и радови	f_4	0,05
Грађевински радови	f_5	0,05
Носеће конструкције и зграде	f_6	0,05
Завршни радови (антикорозионипремаз, фарбање, итд.)	f_7	1,75
ISBL фактор	f_{ISBL}	0
OSBL фактор	f_{OSBL}	0,2
Инжењеринг	f_{ENG}	0,05
Непредвиђени трошкови	f_{CONT}	2,1875
Фактор за укупне капиталне трошкове	f_{UKT}	1

6.2 ОПЕРАТИВНИ ТРОШКОВИ

Оперативни (експлоатациони, погонски) трошкови су трошкови који су неопходни за обезбеђење рада постројења. Процена оперативних трошкова потребна је да би се могла предвидети економска оправданост постројења. Оперативни трошкови (C_{OT}, EUR/god) укључују елементе подељене у две групе:

- фиксне оперативне трошкове – трошкове који не зависе од обима производње (C_{FOT}, EUR/god);
- променљиве оперативне трошкове – трошкове који директно зависе од тренутног обима производње (C_{POT}, EUR/god),

и израчунавају се на основу једначине

$$C_{OT} = C_{FOT} + C_{POT} \quad (6.11)$$

Процена оперативних трошкова се обично ради на годишњој основи, али је могуће проценити их и на друге временске периоде у складу са потребама анализе која се врши. За процесна постројења производни број дана у току године када постројење не ради је обично 15 до 30. У овом периоду се обавља ремонт постројења. Застоји у раду услед кварова и других непредвиђених ситуација (недостатка сировина, немогућности складиштења, итд.) такође износе 15 до 30 дана на годишњем нивоу. У оквиру ове дисертације је разматран случај када постројења за деоксигенацију раде непрекидно целе године са 8760 h/god.

6.2.1 Фиксни оперативни трошкови

Фиксни оперативни трошкови (фиксни трошкови производње) су трошкови који не зависе од оствареног обима производње или продаје. Другим речима, при смањењу или повећању обима производње ови трошкови се не мењају. Фиксни трошкови укључују:

- трошкове радне снаге;
- трошкови одржавања;
- трошкови контроле квалитета;
- порези, таксе и осигурање;
- остали фиксни оперативни трошкови.

Фиксне трошкове никада не треба занемарити, па чак ни у најранијим фазама пројектовања, јер они могу да имају значајан утицај на економску исплативост пројекта. Нпр. у САД врло мали број постројења процесне индустрије има фиксне трошкове мање од 1 милион USD/god. Фиксни трошкови су такође изражено дестимулативни за изградњу постројења малих капацитета, јер се ови трошкови мало увећавају са порастом капацитета постројења. Фиксни трошкови се не могу смањити бољим пројектним решењима или побољшањима функционисања постројења.

6.2.1.1 Трошкови радне снаге

Радна снага у оквиру предузећа се обично дели на следеће категорије:

- везане за производни процес – оперативна радна снага;
- трошкове надзора;
- трошкови радне снаге који нису директно везани за производњу – режијски трошкови.

Оперативна радна снага директно учествује у контролисању и вођењу процеса. Трошкове би требало израчунати из процене броја дневног особља у сменама, базиране на искуству из сличних процеса. Треба узети у обзир да је за рад у три смене потребно имати најмање четири, а понекад и пет радних екипа, да би се компензовали одмори (викенд, празници, годишњи одмори). Трошкови радне снаге се обично обрачунавају на основу комплексности радног задатка одакле проистиче потребан број радника и потребан број радних сати за извођење задатка. Постоји доста литературних извора у којима су дате методе процене трошкова човек-сати у зависности од врсте и производног капацитета постројења и броја одвојених корака у процесу. При процени трошкова везаних за једног радника, треба узети у обзир додатак за годишњи одмор, вансменске додатке, трошкове превоза, порезе, доприносе за социјално, здравствено и пензионо осигурање и остале издатке. Ти трошкови могу да износе и до 100% од нето зараде.

Следећа једначина је коришћена за процену трошкова оперативне радне снаге у EUR/god

$$C_L = 12 \cdot L \cdot PL \qquad (6.12)$$

где су:

- L, број свих радника;
- PL, EUR месечно, јединична цена радне снаге.

Јединична цена радне снаге може да веома варира у зависности од индустријске гране и типа постројења, географске области, стручне оспособљености и низа других фактора. За потребе ове дисертације је нето плата радника са средњом стручном спремом, оспособљеног за надзор на постројењем за деоксигенацију, усвојена на нивоу 400 EUR месечно. Бруто плата је за 70% већа од нето плате. Потребни број радника зависи од степена аутоматизације процеса, али зависи и од броја основних радних јединица у процесу и капацитета производње. Процесна постројења обично не запошљавају велики број радника и трошкови оперативне радне снаге ретко прелазе 20% целокупног оперативног трошка.

У [6.3] је дата табела 6.3 за процену броја радника који опслужују различиту процесну опрему по једној смени. На основу податакла из табеле 6.3 усвојено је да је потребан један радник по смени, односно 4 радника укупно на послу опслуживања постројења за деоксигенацију.

Табела 6.3 Уобичајене потребеним бројем радника

Опрема	Радника по комаду опреме у једној смени
Дуваљке и компресори	0,1 ÷ 0.2
Центрифуге	0,25 ÷ 0,5
Кристализери, механички	0,16
Сушаре - ротационе	0,5
- спреј	1,0
- коморне	0,5
Кувачи (упаривачи)	0,25
Филтери - вакум	0,125 ÷ 0,25
- плочасти	1,0
- ротациони	0,1
Размењивачи топлоте	0,1
Процесне посуде и колоне (укључујући пратеће пумпе и размењиваче)	0,2 ÷ 0,5
Реактори - шаржни	1,0
- континуални	0,5

6.2.1.2 Трошкови одржавања

Основни циљ одржавања је обезбеђење потребног нивоа поузданости техничких система у процесу експлоатације ради остварења квалитета и квантитета производа који предузеће производи. Постоје и други циљеви као што су [6.4]: постизање бољег квалитета производа од пројектованог, повећање продуктивности производње, чување свих расположивих ресурса у предузећу, минимизирање укупних трошкова одржавања, спречавање и ограничавање застаревања техничких система; повишење нивоа мотивисаности људи за рад (неисправни технички системи изазивају лоше стање и односе, па и незгоде, како у самом предузећу тако и његовом окружењу), итд.

Према [6.1] годишњи трошкови одржавања за процесна постројења се могу проценити и у односу на ISBL улагања. Распон трошкова одржавања је од 3% до 5% од ISBL улагања

$$C_M = (0{,}03 \div 0{,}05) \cdot C_{ISBL} \tag{6.13}$$

у зависности од захтеване поузданости рада постројења. За економску анализу је у конкретном случају усвојено 3% од C_{ISBL}.

6.2.1.3 Трошкови контроле квалитета

Контрола квалитета је процес којим у коме се надгледа ниво квалитета свих фактора који су укључени у производњу. Годишњи трошкови анализа потребних за мониторинг и контролу квалитета процеса су важна ставка у модерним процесним постројењима. Трошак контроле квалитета се процењује на основу броја предвиђених анализа и стандардне цене сваке, базиране на искуствима са сличних технолошких процеса, односно постројења. Као груба процена, може се узети 15% трошкова оперативне радне снаге [6.5]

$$C_{QC} = 0{,}15 \cdot C_L \tag{6.14}$$

6.2.1.4 Остали фиксни оперативни трошкови

Остали фиксни оперативни трошкови као што су надзор над радом оператера, режијски трошкови, порези, таксе осигурање, итд. су процењени на нивоу од 20% од C_L.

6.2.2 Варијабилни трошкови производње

Варијабилни трошкови производње су следећи трошкови:

- трошкови сировина и осталих материјала неопходних за производњу;
- трошкови енергетских система за остваривање производње;
- трошкови финалног производа, укључујући складиштење, паковање, утовар и превоз (резервоари, посуде, танкера, возарина, итд.);
- трошкови третмана отпадних материјала и одлагања отпада.

Ови трошкови су директно пропорционални са производним капацитетом фабрике.

6.2.2.1 Сировине и остали материјали неопходни за производњу

Сировине или сирови материјали су основни материјали од којих је неки производ израђен односно произведен. То су материјали који су неопходни за производни процес и представљају тзв. предмет рада (радног процеса) ради добијања финалног производа. У питању могу бити:

- сирови материјали који се добијају из природе и који нису прошли никакву претходну фазу обраде или су обрађени у веома малиј мери, као што су латекс, различите руде, дрво, сирова нафта, житарице, воће, поврће, итд.
- производи из других индустријских погона који се даље обрађују, као што су различита хемијска једињења, водоводска или пречишћена вода, квасци и други биоматеријал.

С обзиром да је основна сировина постројења за деоксигенацију вода из постројења за ХПВ, за сваки од поступака деоксигенације, ова цена није узета у обзир. Такође, ни трошкови скевенџера нису узети у обзир.

6.2.2.2 Енергетски ресурси

За одвијање технолошких процеса у оквиру индустријског постројења неопходно је обезбедити цео низ услова, од којих се један део односи на снабдевање енергијом. У питању су помоћни системи који обезбеђују енергетске ресурсе (изворе) за остваривање производње. Заједнички назив за ове системе је процесна енергетика. Под енергетским ресурсима неопходним за обезбеђење услова за рад производних погона се подразумевају [6.6]:

- електрична енергија;
- довођење топлоте (водена пара, термална уља, итд.);
- одвођење топлоте (хлађење водом или ваздухом, расхладни уређаји);
- вода (за општу употребу, хемијски или на друге начине третирана вода);

- компримовани ваздух и технички гасови.

У оквиру ове дисертације су узета у обзир само два првонаведена трошка и то на следећи начин (према подацима добијеним од ЈКП Београдске електране). Цена електричне енергије износи 0,055 EUR/kWh. Цена довођења топлоте је базирана на цени природног гаса од 0,346 EUR/ m3 гаса чија је топлотна моћ 33350 kJ/m3. Узимајући у обзир ефикасност котла од 90%, интерна јединична цена топлотне енергије је 0,0415 EUR/kWh.

6.2.2.3 Трошкови финалног производа

Слично као у случају сировина и финални производ треба складиштити до тренутка када се врши његов одвођење из постројења. У оквиру ове дисертације ови трошкови нису разматрани, јер су подједнаки за сваки од технолошких поступака који су разматрани.

6.2.2.4 Трошкови третмана отпадних материјала

У оквиру ове дисертације трошкови третмана отпадних материјала нису разматрани јер анализирана постројења не производе овакве материјале.

6.3 УКУПНИ ТРОШКОВИ

Укупни трошкови (C_{UK}, EUR/god) представљају збир инвестиционих трошкова за радни век постројења (C_{am}, EUR/god) и оперативних трошкова (C_{OT}, EUR/god) на годишњем нивоу :

$$C_{UK}=C_{am}+C_{OT} \tag{6.15}$$

Годишњи инвестициони трошкови (годишња амортизација постројења) за радни век постројења се израчунавају помоћу једначине:

$$C_{am}=\frac{C_{inv}}{\tau_{am}} \tag{6.16}$$

где је τ_{am} (god) амортизациони период. За инсталације у овој анализи узет је амортизациони период од τ_{am}=20 god.

Укупни годишњи трошкови сведени на јединицу запремине дегазиране воде ($C_{UK'}$,EUR/m^3) се израчунавају помоћу једначине:

$$C_{UK'}=\frac{C_{UK}}{\dot{m}\cdot\tau_{god}} \tag{6.17}$$

где је $\dot{m}$ (m^3/h) капацитет постројења, а τ_{god} (h/god) годишњи број радних сати постојења. У анализи је узето $\dot{m}$ =20m^3/h и τ_{god} =8760h/god.

6.4 ЗАЈЕДНИЧКИ ПОЛАЗНИ ПОДАЦИ ЗА ЕКОНОМСКУ АНАЛИЗУ

Полазни подаци за израчунавање инвестиционих и оперативних трошкова који су заједнички за сваки од поступака деоксигенације су:

- капацитет постројења $\dot{m}$ = 20 m^3/h;
- годишњи број радних сати постројења: τ_{god} = 8760 h/god;
- годишња количина деоксигеноване воде: 175.200 m^3;
- садржај кисеоника у излазној води $\tilde{x}$ = 20 ppb_{mas};
- средња годишња температура воде на улазу у постројење t_{vu} = 15°C;
- температура воде на улазу у постројење у зимском режиму t_{vuz} = 12°C;
- температура воде на улазу у постројење у летњем режиму t_{vul} = 17°C;
- Средња годишња температура воде која се испоручује у топловод: t_{top} = 65°C;
- гориво које се користи у котловима је природни гас - доња топлотна моћ гаса: Hd = 33.300 kJ/m^3;
- Степен корисности котла η = 0,9;
- Запремина резервоара за деоксигеновану воду 2 x 50 = 100 m^3;
- Димензије резервоара: пречник 3,6 m, висина 11 m;
- Снага пумпе за допуну резервоара 3,3 kW;
- Снага пумпе за допуну топловода 27,8 kW;
- Јединична цена електричне струје C_{el} = 0,055 EUR/kWh;
- Једнинична цена гаса C_{gas} = 0,346 EUR/m^3;
- Јединична цена топлотне енергије добијене у котлу C_{te} = 0,0415 EUR/kWh;
- Једнинчна цена радне снаге (бруто, годишње): C_{rs} = 44.064 EUR/god;
- Трошак хемикалије (скевенџера) C_{hem} = 718,2 EUR/god;
- Трошак пумпе (2 ком) са електро-моторним за допуну резервоара деоксигенизоване воде C_{cp1} = 14.200 EUR;
- Трошак пумпе (2 ком) са електро-моторним погоном за допуну топловодне мреже C_{cp2} = 25.500 EUR;
- Трошак резервоара (2 ком) за деоксигеновану воду: C_{rez} = 116.800 EUR;

- Трошак електричне енергије за пумпу за допуну резервоара деоксигенизоване воде C_{elerez} = 1.600 EUR/god;
- Трошак електричне енергије за пумпу за допуну резервоара деоксигенизоване воде C_{eletop} = 13.400 EUR/god.

За потребе економске процене укупне инвестиционе цене свих разматраних постројења коришћени су следећи фактори:

- фактор монтажних радова f_1 = 0,2;
- фактор за цевоводе и пратећу опрему f_2 = 0,2;
- фактор за мерно-регулационе уређаје и аутоматику f_3 = 0,15;
- фактор за електро опрему и радове f_4 = 0,05;
- фактор за грађевинске радове f_5 = 0,05;
- фактор за носеће конструкције и објекат f_6 = 0,05;
- фактор за завршне радове f_7 = 0,05.

На основу усвојених фактора добија се укупни фактор за ISBL трошкове f_{ISBL} = 1,75. Фактор OSBL инвестиције је нешто другачији за постројење за каталитичку деоксигенацију f_{OSBL} = 0,1 због посебних услова које треба обезбедити за снабдевање постројења водоником (противексплозивна заштита), док је код осталих постројења коришћен фактор f_{OSBL} = 0. Остали фактори су једнаки за сва постројења: фактор за инжењеринг f_{inz} = 0,2 и фактор за непредвиђене радове f_{NT} = 0,05. Годишњи трошкови одржавања су за сва постројења процењени на 3% од инвестиционе вредности постројења, осим за постројење за мембранску дегазацију код кога је обрачунат и трошак неопходне периодичне замене мембрана.

Цене опреме су преузете из [6.7] уз извршену корекцију цена у складу са CEPCI просечним месечним индексом цена са 2009. [6.8] на 2013. [6.9] за месец септембар (последњи објављени подаци у тренутку завршетка дисертације) и дати су у Прилогу 5. Цене електричне струје и природног гаса су узете из ценовника ЈКП Београдске електране за месец септембар 2013., а бруто цена радне снаге на основу просека зараде на територији Града Београда у 2013. години.

6.5 ЕКОНОМСКА АНАЛИЗА ТЕРМИЧКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕ

У табели 6.4 су дате цене основне опреме у складу са шемом на слици 3.9, кориговане факторима за одређивање укупних инвестиционих трошкова. Основне техничке карактеристике опреме су дате у Прилогу 6. У табели 6.5 су дати посебни полазни подаци за обрачун оперативних трошкова , а у табели 6.6 је дат преглед оперативних трошкова.

Табела 6.4 Преглед инвестиционих трошкова и корекционих фактора

Назив опреме	Цена EUR
Размењивач топлоте - рекуператор	27.800
Дегазатор и напојни резервоар за топловодни систем	44.600
Дегазатор и напојни резервоар за котловску воду	15.600
Парни котао са припадајућом опремом	110.100
Експанзиона посуда	1.100
Димњак, челични самостојећи	3.800
Укупно основна опрема	359.600
ISBL цена постројења	629.300
Укупн инвестициони трошкови	786.700

Табела 6.5 Посебни полазни подаци за обрачун оперативних трошкова

Прорачунска топлотна снага котла	$\dot{Q}_k = 498,8$ kW
Одсољавање и одмуљивање котла	$¶_{od} = 9,9\%$
Поврат кондензата	$¶_{kond} = 0\%$
Губитак водене паре у отпарку	$¶_{odp} = 0,43\,\%$
Садржај O_2 на улазу у дегазатор на 12°C и 1,2 barA	$\tilde{x}_{1,O_2} = 13,01$ ppm(mas)
Садржај O_2 на улазу у напојни резервоар	$\tilde{x}_{NR,O_2} = 60$ ppb(mas)
Потрошња скевенџера (карбохидразида)	$\dot{m}_{scav} = 0,0208$ kg/h
Укупна ел.енергија	P_{el}=15.000 kW
Топлота за догревање воде у зимском режиму	Q_{dzp}=3.568 MWh

Табела 6.6 Преглед оперативних трошкова

Врста трошка	Цена, EUR/god
Трошкови воде за одсољавање, одмуљивање и отпаравање	1.440
Трошкови одржавања	18.880
Трошкови догревања воде у зимском режиму	148.070
Укупни оперативини трошкови	407.302

Инвестициони трошкови за радни век постројења износе 39.333 EUR/god.

Укупни годишњи трошкови износе 446.635 EUR/god.

Укупни годишњи трошкови сведени на јединицу запремине деоксигеноване воде износе 2.549 EUR/m3.

6.6 ЕКОНОМСКА АНАЛИЗА МЕМБРАНСКЕ ДЕОКСИГЕНАЦИЈЕ

У табели 6.7 су дате цене основне опреме у складу са шемом на слици 3.19, кориговане факторима за одређивање укупних инвестиционих трошкова. Основне техничке карактеристике опреме су дате у Прилогу 7.

У табели 6.8 су дати посебни полазни подаци за обрачун оперативних трошкова , а у табели 6.9 је дат преглед оперативних трошкова.

Табела 6.7 Преглед инвестиционих трошкова и корекционих фактора

Назив опреме	Цена, EUR
Генератор азота	34.400
Батерија мембранских апарата	43.900
Вакум пумпа	3.600
Сепаратор гас – течност	540
Резервоар за воду	600
Укупно основна опрема	239.600
ISBL цена постројења	419.400
Укупн инвестициони трошкови	524.200

Табела 6.8 Посебни полазни подаци за обрачун оперативних трошкова

Ел.енергија за азот	P_{el}=4.7 kW
Ел.енергија за вакум пумпу	P_{el}=1.2 kW
Топлота за догревање воде у зимском режиму	Q_{dzp}=5.404 MWh

Табела 6.9 Преглед оперативних трошкова

Врста трошка	Цена, EUR/god
Трошкови ел.енергије за азот	2.250
Трошкови ел.енергије за вакум пумпу	580
Укупни трошкови ел.енергије	17.800
Трошкови одржавања	12.582
Трошкови замене мембрана	13.500
Трошкови догревања воде у зимском режиму	224.215
Укупни оперативини трошкови	312.178

Инвестициони трошкови за радни век постројења износе 26.210 EUR/god.

Укупни годишњи трошкови износе 338.380 EUR/god.

Укупни годишњи трошкови сведени на јединицу запремине деоксигеноване воде износе 1,931 EUR/m3.

6.7 ЕКОНОМСКА АНАЛИЗА КАТАЛИТИЧКЕ ДЕОКСИГЕНАЦИЈЕ

У табели 6.10 су дате цене основне опреме у складу са шемом на слици 3.23, кориговане факторима за одређивање укупних инвестиционих трошкова. Основне техничке карактеристике опреме су дате у Прилогу 8. У табели 6.11 су дати посебни полазни подаци за обрачун оперативних трошкова , а у табели 6.12 је дат преглед оперативних трошкова.

Табела 6.10 Преглед инвестиционих трошкова и корекционих фактора

Назив опреме	Цена, EUR
Генератор водоника	55.700
Генератор азота	24.200
Статички миксер	4.300
Каталитички реактор са испуном	34.400
Укупно основна опрема	275.100
ISBL цена постројења	481.500
Укупн инвестициони трошкови	662.100

Табела 6.11 Посебни полазни подаци за обрачун оперативних трошкова

Потрошња азота за одржавање притиска у резервоару	$\dot{m}$ =2 kg/h
Ел.енергија за азот	P_{el} = 2.83 kW
Ел.енергија за водоник	P_{el} = 7.2 kW
Топлота за догревање воде у зимском режиму	Q_{dzp} = 5.404 MWh

Табела 6.12 Преглед оперативних трошкова

Врста трошка	Цена, EUR/god
Трошкови ел.енергије за азот	13.390
Трошкови ел.енергије за водоник	6.432
Укупни трошкови ел.енергије	19.822
Трошкови одржавања	19.300
Трошкови догревања воде у зимском режиму	224.215
Укупни оперативини трошкови	307.360

Инвестициони трошкови за радни век постројења износе 33.103 EUR/god.

Укупни годишњи трошкови износе 340.500 EUR/god.

Укупни годишњи трошкови сведени на јединицу запремине деоксигеноване воде износе 1,943 EUR/m3.

6.8 ЕКОНОМСКА АНАЛИЗА ВАКУМСКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕ

Економска анализа вакумске дегазације је спроведена за више различитих варијанти, јер постројење за вакумску дегазацију може да функционише знатно флексибилније од осталих поступака деоксигенације. Наиме, основни радни режим постројења се заснива на технилошкој шеми приказаној на слици 6.1.

Поред основног режима рада могуће су и следеће ситуације:

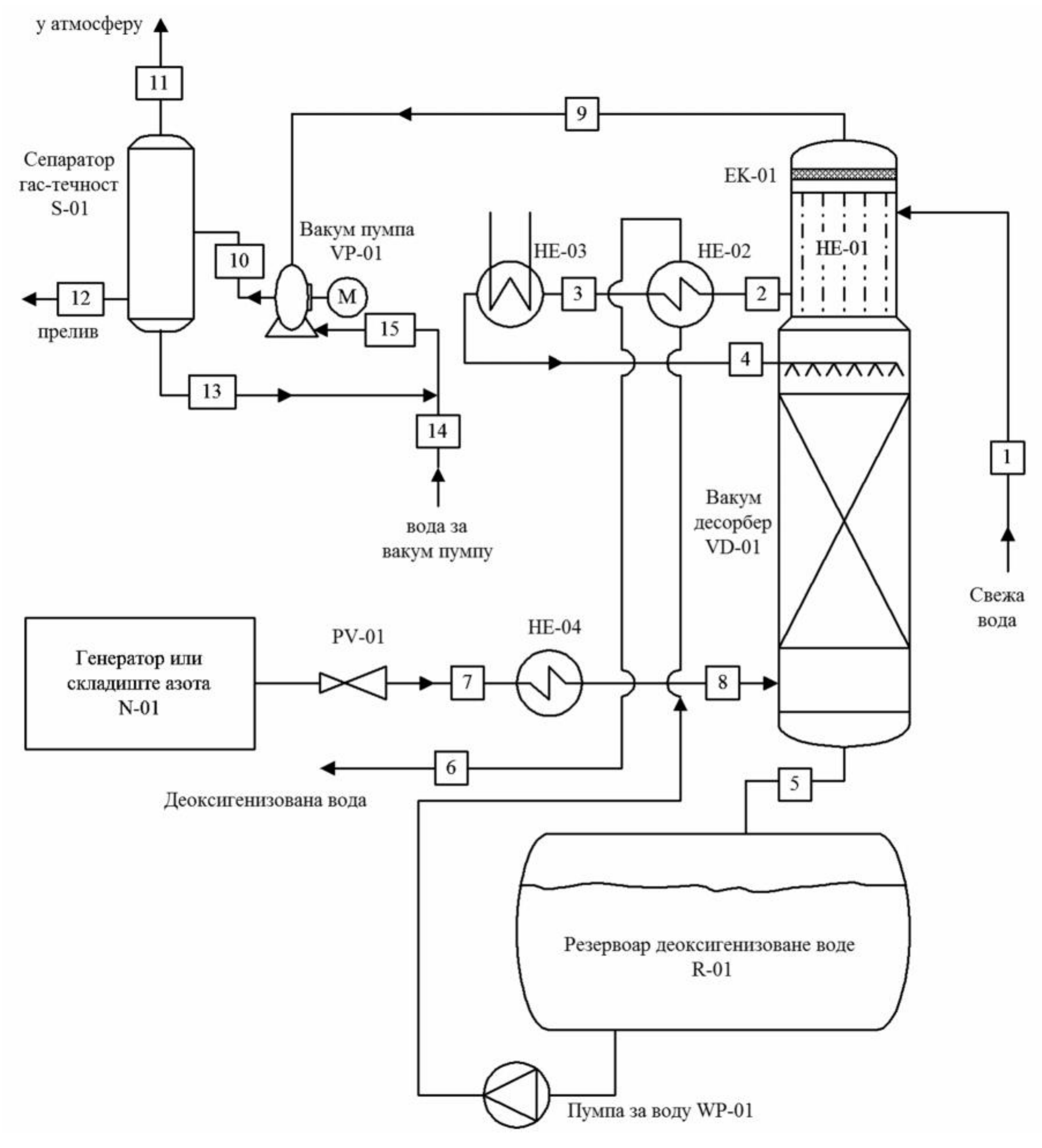
- постројење ради без рекуперације топлоте на размењивачу HE-02, када електрични котао HE-03 преузима комплетно загревање воде на потребну температуру;
- вода се пре десорпционе колоне загрева само у размењивачу топлоте HE-02 који се директно повезује са вреловодним или парним котлом, чиме се електрични котао HE-03 ставља ван функције;
- постројење ради без азота (генератор азота H-01 није у функцији).

Поред наведених могућности рада постројења може разматрати и случај када је притисак у десорпционој колони између 0,05 barA и 0,10 barA. У свим варијантама су инвестициони трошкови једнаки, али се разликују оперативни трошкови.

Све наведене варијанте рада постројења су анализиране са гледишта оперативних и укупних годишњих трошкова и резултати су приказани у наставку текста, за проток воде од 20 m^3/h и захтевану концентрацију кисеоника од 20 ppb_{mas}.

У табели 6.13 су дате цене основне опреме у складу са шемом на слици 6.1, кориговане факторима за одређивање укупних инвестиционих трошкова.

Основне техничке карактеристике опреме су дате у Прилогу 9.



Слика 6.1 Шема постројења вакумске дегазације

Табела 6.13 Преглед инвестиционих трошкова и корекционих фактора

Назив опреме	Цена, EUR
Десорпциона колона	11.700
Испуна колоне	3.700
Резервоар за воду	3.000
Дефлегматор	3.900
Сепаратор гас – течност	2.300
Вакум пумпа	8.900
Рекуператор	33.100
Електро котао	5.200
Генератор азота	24.200
Пумпе са електромоторима за транспорт воде	14.200
Складишни резервоари за деоксигенизовану воду (2 комада)	116.800
Пумпе са електромоторима за допуну топловодног	25.500
Укупно основна опрема	252.700
Укупни инвестициони трошкови	552.800

6.8.1 Основни режим рада постројења за вакумску дегазацију на притиску од 0,05 barA

У складу са опсегом радних величина нотираних у току експерименталног истраживања извршени су прорачуни ији су резултати приказани у табелама 6.14 и 6.15 за рад постројења за дегазацију на притиску од 0,05 barA и у табелама 6.16 и 6.17 за рад на притиску од 0,1 barA.

Табела 6.14 Основни режим рада постројења за вакумску дегазацију на притиску од 0,05 barA

Притисак у колони, p (barA)	0,05				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Температура сир.воде после рекуператора, t_3(°C)	27,6	22,2	21,4	20,9	20,5
Температура сир. воде испред десорбера, t_4 (°C)	29,9	23,6	22,6	22,0	21,5
Температура деоксиг. воде, t_6 (°C)	17,3	16,4	16,2	16,1	16,0
Температура деоксиг.воде у току гр.сез., t_6 (°C)	14,8	13,8	13,7	13,6	13,5
Ел. снага за генератор азота, Pel (kW)	0	1,42	2,83	4,25	5,66
Ел. снага за вакум пумпу, Pel (kW)	4				
Ел. снага котла за загревање на t4, Pel (kW)	54,4	31,4	27,8	25,6	23,8
Топлотна снага за загревање на t4, Qzt4 (kW)	0				
Топлота за догревање воде у гр.сез., *Qdzp*(MWh)	5117	5218	5234	5243	5251

Табела 6.15 Трошкови рада постројења за вакумску дегазацију у основном радном режиму на притиску од 0,05 barA

Притисак у колони, p (barA)	0,05				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Врста трошка	Цена, EUR/god				
Трошкови амортизације	27.639				
Трошкови ел. енерг. за ген.азота	0	681	1.363	2.045	2.727
Трошкови ел. енерг. за вак. пумпу	1927				
Трошкови ел. енерг. за ел. котао	26.235	15.142	13.382	12.325	11.445
Цена ел. енерг. за пумпу за воду	1.606				
Цена ел.енерг. за пумпу за допуну	13.383				
Укупни трошкови ел. енергије	43.152	32.741	31.662	31.287	31.088
Трошкови топл.енерг. загр. на t_4	0				
Трошкови радне снаге	44.064				
Трошкови одржавања	13.267				
Трошкови догрев. воде у гр.сез.	212.326	216.510	217.174	217.573	217.905
Укупни оперативини трошкови	312.809	306.582	306.167	306.191	306.325
Укупни трошкови	340.449	334.222	333.807	333.831	333.964
Јединична цена дегазације воде (EUR/m3)	**1,943**	**1,908**	**1,905**	**1,905**	**1,906**

Табела 6.16 Основни режим рада постројења за вакумску дегазацију на притиску од 0,1 barA

Притисак у колони, p (barA)	0,10				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Температ. сир.воде после рекуператора, t_3(°C)	37,3	29,3	28,1	27,3	26,7
Температ. сир. воде испред десорбера, t_4 (°C)	41,5	32,0	30,5	29,6	28,9
Температура деоксиг. воде, t_6 (°C)	19,2	17,7	17,4	17,3	17,2
Температ. деоксиг.воде у току гр.сез., t_6 (°C)	16,6	15,1	14,9	14,8	14,7
Ел. снага за генератор азота, P_{el} (kW)	0	1,41	2,83	4,25	5,66
Ел. снага за вакум пумпу, P_{el} (kW)	4				
Ел. снага котла за загревање на t_4, P_{el} (kW)	96,8	62,1	56,6	53,4	50,8
Топлотна снага за загревање на t_4, Q_{zt4} (kW)	0				
Топлота за догрев. воде у гр.сез., Q_{dzp}(MWh)	4931	5083	5107	5122	5133

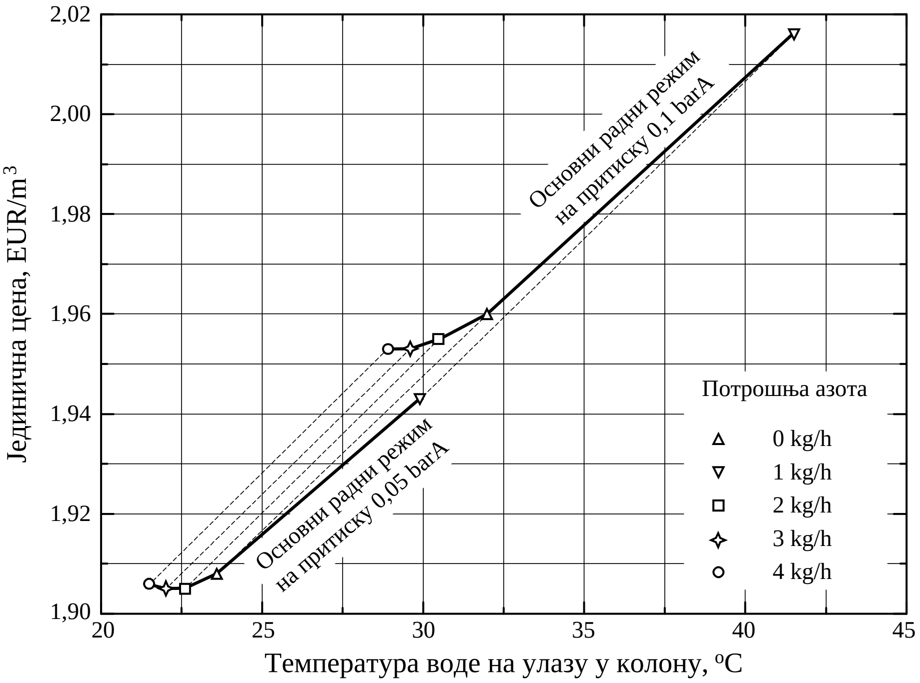
Табела 6.17 Трошкови рада постројења за вакумску дегазацију у основном радном режиму на притиску од 0,1 barA

Притисак у колони, p (barA)	0,10				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Врста трошка	Цена, EUR/god				
Трошкови амортизације	27639				
Трошк. ел. енерг. генерат. азота	0	681	1.363	2.045	2.727
Трошк. ел. енерг. вакум пумпе	1.927				
Трошк. ел. енерг. електро котла	46.660	29.933	27.292	25.707	24.475
Цена ел. енерг. пумпе за воду	1.606				
Цена ел.енерг. пумпе за допуну	13.383				
Укупни трошкови ел. енергије	63.577	47.531	45.572	44.669	44.118
Трошк. топлот.енерг. загр. на t_4	0				
Трошкови радне снаге	44.064				
Трошкови одржавања	13.267				
Трошкови догрев. воде у гр.сез.	204.621	210.931	211.927	212.526	212.990
Укупни оперативини трошкови	325.530	315.794	314.831	314.526	314.440
Укупни трошкови	353.169	343.433	342.470	342.165	342.079
Јединична цена дегазације воде (EUR/m3)	2,016	1,960	1,955	1,953	1,953

Поређењем података из табела 6.14, 6.15, 6.16 и 6.17 закључено је следеће:

- неопходне температуре воде за потребе вакумске дегазације су значајно ниже у случају када дегазациона колона ради на притиску од 0,05 barA;
- оперативни трошкови су мањи када дегазациона колона ради на притиску од 0,05 barA;
- укупни трошкови су већи када дегазациона колона ради на притиску од 0,1 barA за 2,5÷3,8 %.

Наведени закључци су јасно уочљиви на дијаграму на слици 6.2. Имајући у виду мање укупне трошкове рада постројења на притиску од 0,05 barA у даљим разматрањима се неће анализирати рад постројења на приитску од 0,1 barA.



Слика 6.2 Поређење трошкова у функцији процесних параметара за основни режим рада постројења за вакумску дегазацију

6.8.2 Режим рада постројења на притиску од 0,05 barA без рекуперације топлоте

У табелама 6.18 и 6.19 приказани су подаци за рад постројења за дегазацију на притиску од 0,05 barA за случај када је рекуператор HE-02 искључен и када се загревање воде обавља помоћу електричног котла HE-03.

Табела 6.18 Режим рада постројења на притиску од 0,05 barA без рекуперације топлоте, са загревањем воде помоћу електричног котла HE-03

Притисак у колони, p (barA)	0,05				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Температ. св. воде после рекуператора, t_3 (°C)	15,0				
Температ. св. воде испред десорбера , t_4 (°C)	29,9	23,6	22,6	22,0	21,6
Температура деоксигеноване воде, t_6 (°C)	29,9	23,6	22,6	22,0	21,6
Температ. деоксиг. воде у току гр. сез., t_6 (°C)	29,9	23,6	22,6	22,0	21,6
Ел. снага за генератор азота, P_{el} (kW)	0	1,41	2,83	4,25	5,66
Ел. снага за вакум пумпу, P_{el} (kW)	4				
Ел. снага котла за загревање на t4, P_{el} (kW)	347	200	177	163	154
Топлотна снага за загревање на t4, Q_{zt4} (kW)	0				
Топлота догрев. воде у току гр.сез., Q_{dzp} (MWh)	3579	4221	4323	4384	4425

Табела 6.19 Трошкови рада постројења на притиску од 0,05 barA без рекуперације топлоте, са загревањем воде помоћу електричног котла HE-03

Притисак у колони, p (barA)	0,05				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Врста трошка	Цена, EUR/god				
Трошкови амортизације	27.639				
Трошк.ел.енерг.за генерат.азота	0	681	1.363	2.045	2.727
Трошк.ел. енерг.вакум пумпе	1.927				
Трошк. ел. енерг. електро котла	167.106	96.451	85.235	78.507	74021
Цена ел. енерг. пумпе за воду	1.606				
Цена ел. енерг. пумпе за допуну	13.383				
Укупни трошкови ел. енергије	184.023	114.049	103.516	97.469	93.664
Трошк. топл.енерг. за загр. на t_4	0				
Трошкови радне снаге	44.064				
Трошкови одржавања	13.267				
Трошк. догрев.воде у гр.сезони	148.490	175.141	179.372	181.910	183.603
Укупни оперативини трошкови	389.844	346.522	340.219	336.710	334.598
Укупни трошкови	417.484	374.161	367.859	364.349	362.237
Јединична цена дегазиране воде	2,383	2,136	2,100	2,080	2,068

У табелама 6.20 и 6.21 приказани су подаци за рад постројења за вакумску дегазацију на притиску од 0,05 barA за случај када се у рекуператору HE-02 обавља загревање воде на потребну температуру помоћу воде из котловског круга топлане (алтернативно помоћу водене паре).

Табела 6.20 Режим рада постројења на притиску од 0,05 barA без рекуперације топлоте са загревањем помоћу воде из котловског круга топлане

Притисак у колони, p (barA)	0,05				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Температ. св. воде после рекуператора, t_3 (°C)	15,0				
Температ. св. воде испред десорбера, t_4 (°C)	29,9	23,6	22,6	22,0	21,6
Температура деоксигеноване воде, t_6 (°C)	29,9	23,6	22,6	22,0	21,6
Температ. деоксиген. воде у гр.сезони, t_6 (°C)	29,9	23,6	22,6	22,0	21,6
Ел. снага за генератор азота, P_{el} (kW)	0	1,41	2,83	4,25	5,66
Ел. снага за вакум пумпу, P_{el} (kW)	4				
Ел. снага котла за загревање на t4, Pel (kW)	0				
Топлотна снага за загревање на t4, Q_{zt4} (kW)	347	200	177	163	154
Топлота за догрев. воде у гр. сез., *Qdzp* (MWh)	3579	4221	4323	4384	4425

Табела 6.21 Трошкови рада постројења на притиску од 0,05 barA, са загревањем помоћу воде из котловског круга топлане притиску од 0,05 barA и без рекуперације топлоте

Притисак у колони, p (barA)	0,05				
Проток азота, $\dot{m}$ (kg/h)	0	1	2	3	4
Врста трошка	Цена, EUR/god				
Трошкови амортизације	27.639				
Трошк.ел.енерг.за генерат.азота	0	681	1.363	2.045	2.727
Трошк.ел. енерг.вакум пумпе	1.927				
Трошк. ел. енерг. електро котла	0				
Цена ел. енерг. пумпе за воду	1.606				
Цена ел. енерг. пумпе за допуну	133.83				
Укупни трошкови ел. енергије	16.916	17.597	18.279	18.961	19.643
Трошк. топл.енерг. за загр. на t_4	126.067	72.764	64.303	59.227	55.843
Трошкови радне снаге	44.064				
Трошкови одржавања	13.267				
Трошкови догревања воде у току	148.490	175.141	179.372	181.910	183.603
Укупни оперативини трошкови	348.804	322.833	319.285	317.429	316.420
Укупни трошкови	376.443	350.472	346.924	345.068	344.059
Јединична цена дегазације воде (EUR/m3)	**2,149**	**2,000**	**1,980**	**1,970**	**1,964**

На основу података из табела 6.19 и 6.21 може се закључити да је са економске стране повољнији режим рада када се у рекуператору HE-02 обавља загревање помоћу воде из котловског круга топлане. Радни режим са загревањем воде помоћу електричног котла показује за 5,3÷10,9% веће трошкове рада.

6.8.3 Коментари везани за економску анализу

На основу података из табела 6.14 до 6.21 формирана је табела 6.22 и дијаграм на слици 6.3 на којима су приказани релевантни подаци свих анализираних радних режима постројења за вакумску дегазацију воде.

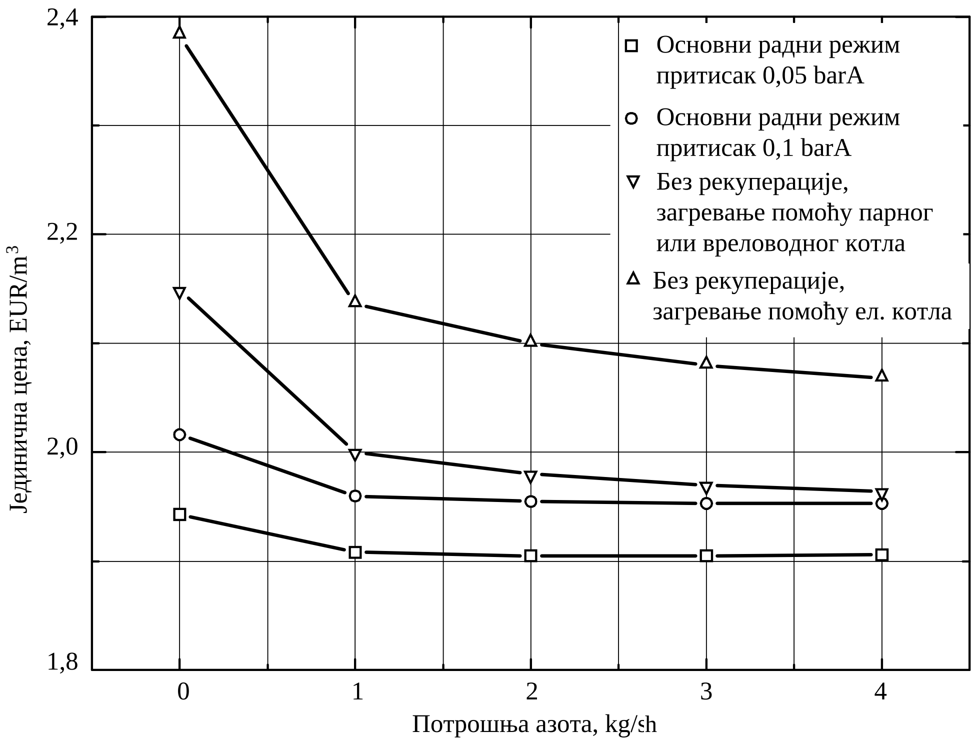
На основу прегледа података могу се извести следећи закључци:

1. Постројење за вакумску дегазацију има заначајну флексибилност у раду, с обзиром да може да успешно врши дегазацију уз варијације два радна параметра и то протока азота, притиска у десорпционој колони, при чему се може изабрати начин загревања воде и рекуперације топлоте у HE-02.

2. Економски најповољнији режим рада је основни режим са притиском у колони од 0,05 barA. Економски најнеповољнији режим рада је када се не врши рекуперација топлоте (рекуператор HE-02 је искључен), а загревање воде се обавља само помоћу електричног котла HE-03.
3. Увођење азота у десорпциону колону смањује трошкове рада постројења. При раду у основном режиму може се уочити минимум трошкова. Код радних режима без рекуперације топлоте минимум није уочен и вероватно се јавља при протоцима азота већим од 4 kg/h, али овакви радни режими нису анализирани имајући у виду опсег радних параметара који су постигнути у току експерименталног рада.
4. Основни радни режим са притиском у колони од 0,05 barA и са протоком азота од 2 ÷ 3 kg/h има најповољнију јединичну цену дегазиране воде.

Табела 6.22 Преглед јединичних трошкова рада постројења за вакумску дегазацију воде у EUR/m^3

Производна цена дегазиране воде у EUR/m^3	Проток азота, kg/h				
	0	1	2	3	4
Основни режим рада, p=0,05 barA	1,943	1,908	1,905	1,905	1,906
Основни режим рада, p=0,1 barA	2,016	1,960	1,955	1,953	1,953
Без рекуперац. топлоте, са загревањем воде ел. котлом HE-03, p=0,05 barA	2,383	2,136	2,100	2,080	2,068
Без рекуперац. топлоте, са загрев. воде из котловског круга топлане, p=0,05 barA	2,149	2,000	1,980	1,970	1,964



Слика 6.3 Производна цена дегазиране воде у зависности од начина рада постројења за вакумску дегазацију

6.9 ЗАКЉУЧЦИ ЕКОНОМСКЕ АНАЛИЗЕ

Сумирајући податке из овог поглавља, приказане у табели 6.23, може се констатовати да технолошки поступак вакумске дегазације има најповољнију цену финалног производа – деоксигенизоване воде.

Табела 6.23 Трошкови и производна цена деоксигенизоване воде у зависности од примењеног технолошког поступка

Технолошки поступак	Инвестициони трошкови, EUR	Укупни годишњи трошкови, EUR/god	Производна цена воде, EUR/m3
Вакумска дегазација	552.800	333.810	1,905
Мембранска деоксигенација	524.200	338.380	1,931
Каталитичка деоксигенација	662.100	340.500	1,943
Термичка дегазација	786.700	446.635	2,549

6.9 ЛИТЕРАТУРА

[6.1] Towler G., Sinnott R. K., Chemical Engineering Design, Elsevier, 2008.

[6.2] Vatavuk W., Updating the CE Plant Cost Index. Chemical Engineering, vol. 101, no. 1, pp. 62-70, 2002.

[6.3] Douglas J., Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill, New York, 1988.

[6.4] Адамовић Ж., Несторовић Г., Радојевић М., Пауновић Љ., Менаџмент индустријског одржавања,

[6.5] Vatavuk W. M., How to Estimate Operating Costs, Chemical Engineering, vol. 104, no. 7, pp. 33-37, 2005.

[6.6] Јаћимовић Б., Стаменић М., Енергетски ресурси процесних постројења, Процесна техника, бр. 2, стр. 14-19, 2009.

[6.7] Јаћимовић Б., Генић С.,Студија 07.05-01/2009 Техно-економска анализа поступака деоксигенације воде за допуну система даљинског грејања, 2009.

[6.8] Колендић П., Митић С., Генић С.,Економска анализа процесних постројења, Процесна техника, 2010.

[6.9] Economic indicators, Pages from Chemical Engineering, 2014.

7 ЗАКЉУЧНА РАЗМАТРАЊА

Поступак обраде напојне воде дегазацијом има једну од пресудних улога у системима даљинског грејања у смислу заштите постројења од корозије. На тај начин се, из претходно хемијски припремљене воде, издвајају кисеоник и угљен диокисид, као основне корозивне супстанце. Према EN 12952-12: 2003 препоручује се максимални садржај кисеоника у води од 20«g/l (ppb$_{mas}$).

У систему даљинског грејања ЈКП Београдске електране, као једном од највећих система овог типа на Балкану, припрема напојне воде врши се поступком термичке дегазације помоћу водене паре, осим у случају ТО Миљаковац, где је изграђено постројење за мембранску деоксигенацију воде. За одстрањивање корозивних супстанција из напојне воде у пракси се користи још и метод каталитичке деоксигенације. Познато је да су поступци мембранске и каталитичке деоксигенације знатно јефтинији од термичке дегазације, али захтевају компликованије процедуре одржавања и предтретмана воде ради издвајања нечистоћа.

Један од метода која није довољно испитан и до сада није примењен у пракси је десорпција гасова из воде на сниженом притиску у присуству инертног гаса. Овај метод је предмет истраживања докторске дисертације као могућег решења са ефикасним издвајањем растворених гасова из напојне воде.

Предмет истраживања ове докторске дисертације обухвата анализу досадашњих сазнања у области дегазације напојне воде у системима даљинског грејања, као и анализу сопствених експерименталних истраживања поступка десорпције воде на сниженом притиску у присуству инертног гаса. На Катедри за процесну технику Машинског факултета Универзитета у Београду се, иначе, преко тридесет година вреше истраживања радних параметара различитих технолошких поступака и апарата (флуидодинамички параметри, параметри размене топлоте и супстанције) као и економске анализе и оптимизације у области процесне индустрије, енергетике, итд.

Циљ истраживања у оквиру дисертације је проучавање поступка вакумске деоксигенације у присуству инертног гаса, са гледишта:

- могућности практичне примене поступка за напојну воду система даљинског грејања;
- оптимизације техничких параметара поступка и уређаја са гледишта постизања захтеване концентрације кисеоника уз минималан утрошак ресурса;
- утврђивање економских параметара и поређење са другим поступцима дегазације.

Ради остваривања циља истраживања дисертације спроведене су следеће активности:

- извршен је преглед преглед и систематизација литературних података о различитим поступцима деоксигенације, као и мерења концентрације кисеоника на неколико топлана у систему ЈКП Београдске електране;
- извршена је техничка разрада патентног решења вакумске деоксигенације (по патентном решењу број П-2012/0209) ради израде индустријског постројења капацитета 5 m^3/h;
- спроведена су експериментална истраживања на индустријском постројењу капацитета 5 m^3/h;
- обрађени су и анализирани експериментални подаци и утврђена је једначина која повезује битне параметре процеса (притисак у систему, протоке воде и азота и температуру воде на улазу у десорпциону колону);
- извршена је економска анализа термичког, мембранског, каталитичког и вакумског поступка деоксигенације и извршено је поређење цена финалног производа.

Научни методи примењени у изради дисертације су:

- математичко и физичко моделирање;
- експериментална истраживања која су укључила и обраду и анлизу експерименталних података.

У склопу анализе експериментално добијених података установљено је следеће:

- поступак термичке деоксигенације на индустријским постројењима ЈКП Београдске електране не обезбеђује задовољавајућу концентрацију кисеоника у напојној води;

- могућа је изградња инсталације тако да интезитет инфилтрације вадздуха буде далеко мања у односу на индустријску праксу у свети у код нас;
- експериментално постројење је у вишедневном раду постизало захтевану концентрацију кисеоника у води од 20 ppb_{mas};
- могућа је варијација процесних параметара (притисак у систему, протоке воде и азота и температуру воде на улазу у десорпциону колону) у одређеном опсегу чиме је потврђена флексибилност у раду постројења, односно поступка вакумске деоксигенације;
- корелациона једначина која повезује процесне параметре је дата у веома једноставном облику (5.1) уз задовољавајуће статистичке параметре.

Кроз економску анализу је показано да је поступак вакумске дегазације економски исплатив на нивоу поступака каталитичке и мембранске деоксигенације, односно да је чак и нешто јефтинији имајући у виду јединичну цену финалног производа – деоксигенизоване воде. а да је далеко јефтинији од поступка термичке дегазације.

На основу изнетог може се констатовати да је примена поступка вакумске деоксигенације за припрему напојне воде еконосмки исплатива, а да у техничком смислу, на основу корелисаних података, омогућава флексибилност у раду коју остали поступци немају.

Оригинални научни допринос проучавању проблематике везане за поступке деоксигенације воде, изложен у овој дисертацији, је следећи:

- извршена је свеукупна анализа доступних литературних података;
- на бази сопствених мерења и њихове анализе формирана је оригинална критеријална једначина која повезује битне процесне параметре вакумске деоксигенације;
- на основу критеријалне једначине је могуће вршити инжењерске послове пројектовања постројења и димензионисања опреме, као и економске анализе на начин како је то у дисертацији приказано.

Практична примена наведених резултата се у Србији очекује у најкраћем временском периоду имајући у виду свеобухватно сагледавање проблематике у оквиру ове дисертације.

ПРИЛОГ

ПРИЛОГ 1: ПРЕГЛЕД РЕЗУЛТАТА МЕРЕЊА САДРЖАЈА O_2 У ПРОЦЕСУ ТЕРМИЧКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕ У ТОПЛАНАМА СИСТЕМА ЈКП БЕОГРАДСКЕ ЕЛЕКТРАНЕ

Ознаке у табели:

- RHPV- резервоар хемијски припремљене воде (узорак воде пре деоксигенације)
- HR- напојни резервоар (узорак воде после деоксигенације)
- Време мерења T, (час)
- Температура воде t, °C
- Садржај кисеоника у води $\tilde{x}_{O_2}$, (ppm_{mas};ppb_{mas})

Мерни уређај за садржај O_2 у води:

- Пре дегазације: Orbisphere 3650, Micro O2 Logger, произвођача Orbisphere – Hachultra
- После дегазације: HK-318 Dissolve Oxygen Analyzer, произвођача Beijing Huakeyi Power Plant Instrument Research Institute

Табела 1.1 Мерење садржаја O_2 термичке деоксигенације у ТО Церак

ТО Церак	RHPV- пре деоксигенације			NR –после деоксигенације		
Датум	T *(час)*	t *(°C)*	$\tilde{x}_{O_2}$ *(ppm)*	T *(час)*	t *(°C)*	$\tilde{x}_{O_2}$ *(ppb)*
19.07.2010.	10.00	62	5,84	10.00	102	90
				10.30	102	93
				11.35	102	87
				12.40	102	86
				13.40	102	86
				19.00	102	89
20.07.2010.	00.05	60	6,02	00.05	102	95
				6.15	102	83
				7.00	102	93
				10.45	102	87
				12.00	102	86
				19.00	102	79
				24.00	102	75
21.07.2010.	06.30	58	6,10	06.30	102	75
				09.00	102	93
				19.00	102	102
				23.50	102	115

Табела 1.2 Мерење садржаја O_2 термичке деоксигенације у ТО Дунав

ТО Дунав	RHPV- пре деоксигенације			NR –после деоксигенације		
Датум	T *(час)*	t *(°C)*	$\tilde{x}\ o_2$ *(ppm)*	T *(час)*	t *(°C)*	$\tilde{x}\ o_2$ *(ppb)*
08.07.2010.	7.00	20	9,18	9.15	104.2	230
				10.30	104.2	147
				11.45	104.5	96
				12.30	104.1	75
				12.31	104.1	83
				12.40	103.8	89
				13.20	104.3	108
				13.30	104.2	108
				14.20	104.4	113
				17.00	101.4	135
09.07.2010.	7.05	19.3	9,76	7.05	104.9	145
				7.25	104.7	460
				8.15	104.5	111
				9.15	104.9	106
				10.25	104.4	77
				11.15	104	64
				14.20	97.4	210
12.07.2010.	7.10	19.5	9,88	7.10	104.8	131
				8.30	104.5	48
				9.20	104.3	36
				10.25	104.9	87
				11.25	104.1	64
				12.15	104.8	44
				13.20	104.6	73
13.07.2010.	7.15	20.3	9,11	7.15	104.6	140
				8.15	104.3	188
				9.00	104.3	154
				10.00	104.3	130
				11.00	104.2	156
				12.30	104.3	145
				13.30	104.2	135
				14.00	104.6	149
14.07.2010.	7.00	20.5	8,80	7.00	104.3	190
				8.00	104.4	161
				9.00	104.3	183
				10.10	104.4	165
				10.45	104.6	199

Табела 1.3 Мерење садржаја O_2 термичке деоксигенације у ТО Н.Београд

ТО Н.Бгд	RHPV- пре деоксигенације			NR –после деоксигенације		
Датум	T *(час)*	t *(^oC)*	$\tilde{x}$ O_2 *(ppm)*	T *(час)*	t *(^oC)*	$\tilde{x}$ O_2 *(ppb)*
05.12.2011.	07.30		9,23	7.30	105,8	132
				8.00	105,8	124
				8.30	105,8	101
				9.00	105,8	106
				9.30	105,8	110
				10.00	105,8	119
				10.30	105,8	125
				11.00	105,8	127
				11.30	105,8	126
				12.00	105,8	130
				12.30	105,8	131
				13.00	105,8	138
				13.30	105,8	141
				14.00	105,8	146
				14.30	105,8	147
				14.35	105,8	149
				14.40	105,8	150
				14.45	105,8	151
06.12.2011.	08.00		8,99	08.00	105,8	207
				08.30	105,8	142
				09.00	105,8	141
				09.30	105,8	134
				10.00	105,8	139
				10.30	105,8	140
				11.00	105,8	141
				11.30	105,8	141
				12.00	105,8	131
				12.30	105,8	104
				13.00	105,8	254
				13.30	105,8	449
				14.00	105,8	613
				14.30	105,8	932
				14.55	105,8	154
07.12.2011.	08.00		9,01	08.00	105,8	152
				08.30	105,8	109
				09.00	105,8	105
				09.30	105,8	121
				10.00	105,8	127
				10.30	105,8	127
				11.00	105,8	134
				11.30	105,8	134
				12.00	105,8	134

Табела 1.3 Наставак

ТО Н.Бгд	RHPV- пре деоксигенације			NR –после деоксигенације		
Датум	T	t	$\tilde{x}$ o2	T	t	$\tilde{x}$ o2
	(час)	*(^oC)*	*(ppm)*	*(час)*	*(^oC)*	*(ppb)*
				12.30	105,8	135
				13.00	105,8	137
				13.30	105,8	133
				14.00	105,8	132
				14.30	105,8	134
08.12.2011.	07.30		8,9	07.30	105,8	120
				08.00	105,8	94
				08.30	105,8	96
				09.00	105,8	99
				09.30	105,8	97
				10.00	105,8	103
				10.30	105,8	105
				11.00	105,8	112
				11.30	105,8	114
				12.00	105,8	113
				12.30	105,8	115
				13.00	105,8	118
				13.30	105,8	117
				14.00	105,8	117
				14.30	105,8	124
				15.00	105,8	120
09.12.2011.	07.00		9,1	07.00	105,8	136
				07.30	105,8	104
				08.00	105,8	122
				08.30	105,8	130
				09.00	105,8	134
				09.30	105,8	137
				10.00	105,8	140
				10.30	105,8	138
				11.00	105,8	136
				11.30	105,8	137
				12.00	105,8	136
				13.00	105,8	142
				13.30	105,8	140
				14.00	105,8	140
				14.30	105,8	138
10.12.2011.	07.00		9,05	07.00	105,8	134
				07.30	105,8	138
				08.00	105,8	129
				08.30	105,8	129
				09.00	105,8	129
				09.30	105,8	137

Табела 1.3 Наставак

ТО Н.Бгд	RHPV- пре деоксигенације			NR –после деоксигенације		
Датум	T	t	$\tilde{x}$ o2	T	t	$\tilde{x}$ o2
	(час)	*(^{o}C)*	*(ppm)*	*(час)*	*(^{o}C)*	*(ppb)*
				10.00	105,8	140
				10.30	105,8	138
				11.00	105,8	136
				11.30	105,8	137
				12.00	105,8	136
				12.30	105,8	140
				13.00	105,8	142
				13.30	105,8	139
				14.00	105,8	140
				14.30	105,8	138
				15.00	105,8	139
				07.30	105,8	138
				08.00	105,8	129
				08.30	105,8	129
				09.00	105,8	130
				09.30	105,8	128
				10.00	105,8	124
				10.30	105,8	128
				11.00	105,8	128
				11.30	105,8	126
				12.00	105,8	127
				12.30	105,8	123
				13.00	105,8	132
				13.30	105,8	127
				14.00	105,8	126
				14.30	105,8	127
				15.00	105,8	129

ПРИЛОГ 2: ПРЕГЛЕД РЕЗУЛТАТА МЕРЕЊА ИНФИЛТРАЦИЈЕ ВАЗДУХА

Ознаке у табели:

- Време мерења τ, (hh:mm)
- Апсолутни притисак у инсталацији p, (barA)
- Промена времена између мерења dτ, (s)
- Промена притиска између мерења dp, (Pa)
- Масени проток инфилтрираног ваздуха $\dot{m}_{inf}$, (kg/s;kg/h)

Табела 2.1 Мерење инфилтрације у периоду од три дана

Дан	τ	p	dτ	dp	$\frac{V \cdot M}{R_u \cdot T}$	$\dot{m}_{inf}$	$\dot{m}_{inf}$
	(hh:mm)	(barA)	(s)	(Pa)		(kg/s)	(kg/h)
сре	11:26	0.06					
чет	08:05	0.08	74340	2000	9.166E-06	2.466E-07	0.000888
пет	09:20	0.10	90900	2000	9.166E-06	2.017E-07	0.000726
Просек			165240	4000	9.166E-06	2.219E-07	0.000799

Табела 2.2 Мерење инфилтрације у периоду од седам дана

Дан	τ	p	dτ	dp	$\frac{V \cdot M}{R_u \cdot T}$	$\dot{m}_{inf}$	$\dot{m}_{inf}$
	(hh:mm)	(barA)	(s)	(Pa)		(kg/s)	(kg/h)
пет	09:40	0.06					
суб	09:03	0.08	84180	2000	9.166E-06	2.178E-07	0.000784
нед	10:15	0.10	90720	2000	9.166E-06	2.021E-07	0.000727
пон	08:11	0.12	78960	2000	9.166E-06	2.322E-07	0.000836
уто	08:54	0.14	85380	2000	9.166E-06	2.147E-07	0.000773
сре	13:11	0.18	105420	4000	9.166E-06	3.478E-07	0.001252
чет	11:55	0.20	81840	2000	9.166E-06	2.240E-07	0.000806
Просек			526500	14000	9.166E-06	2.437E-07	0.000877

ПРИЛОГ 3: ПРЕГЛЕД РЕЗУЛТАТА МЕРЕЊА САДРЖАЈА O_2 У ПРОЦЕСУ ВАКУМСКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕ

Ознаке и јединице мерених величина:

- Притисак p, (bar)
- Проток $\dot{V}$, (m^3/h)
- Температура t , (°C)
- Садржај O_2 улазне (сирове) воде $\tilde{x}_{O_2}$, (ppm)
- Садржај O_2 излазне (дегазиране) воде $\tilde{x}_{O_2}$, (ppb)
- Диференцијални притисак Δ p, (mmVS)
- масени проток $\dot{m}$, (kg/h)

Индекси:

- V-вода
- u-улаз
- i-излаз
- E-ејектор
- O-отпарак
- N-азот

Табела 3.1 Радни режим 1; 4.0 m3/h, 0.95 bar

Датум мерења	28.05.2013.
Баром. притисак (bar)	$p =$ 1,012
Садржај O_2 на улазу (ppm)	$\tilde{x}_{O_2} =$ 6,80

Број мерења	Време мерења	Вакум	Линија воде					Отпарак	Ејектор		Линија азота					
			Улаз		Излаз								Мерна стаза		Ротаметар	
-	-	p_V	$\dot{V}_{vu}$	t_{vu}	$\dot{V}_{vi}$	t_{vu}	$\tilde{x}_{O_2}$	t_o	$\dot{V}_E$	p_E	p_N	t_N	dp_N	$\dot{m}_N$	$\dot{V}_N$	$\dot{m}_N$
-	hh:min	bar	m^3/h	°C	m^3/h	°C	ppb	°C	m^3/h	bar	bar	°C	mmVS	kg/h	NL/h	kg/h
1	12:05	0.95	4.0	17,0	4.0	17,0	60,2	18,0	21,7	4,0						
2	12:07	0.95	4.0	17,0	4.0	17,0	59,1	18,0	21,7	4,0						
3	12:30	0.95	4.0	17,0	4.0	17,0	31,5	18,0	21,3	3,7	1,9	18,0	75	0,981	420	0,85
4	12:45	0.95	3,9	17,0	3,9	17,1	28,7	19,0	21,7	3,9	1,9	18,0	30	0,561	270	0,55
5	13:00	0.95	4.0	17,0	4.0	17,0	37,4	19,0	21,9	4,0						
6	14:05	0.94	3,9	17,0	3,9	17,1	26,0	24,0	20,7	3,4	0,5	18,0	24	0,327	225	0,33
7	14:35	0.94	4.0	17,0	4.0	17,1	27,9	24,0	21,3	3,7	2,0	21,0	70	0,960	390	0,80
8	15:08	0.94	3,8	25,0	3,8	23,4	30,5	24,0	21,2	3,4						
9	15:28	0.94	3,9	24,0	3,9	20,8	16,8	24,0	21,1	3,6	2,7	24,0	30	0,651	230	0,52
10	16:00	0.94	4.0	28,0	4.0	24,9	16,2	24,0	22,1	4,0						
11	16:30	0,94	4,0	28,0	3,9	25,0	15,5	24,0	21,9	4,0	2,0	24,0	30	0,500	230	0,52

Табела 3.2 Радни режим 1; 4,5 m3/h; 0,95 bar

Датум мерења	04.06.2013.
Баром. притисак (bar)	$p =$ 0,999
Садржај O2 на улазу (ppm)	$\tilde{x}_{O_2} =$ 7,34

Број мерења	Време мерења	Вакум	Линија воде					Отпарак	Ејектор		Линија азота					
			Улаз		Излаз								Мерна стаза		Ротаметар	
-	-	p_V	$\dot{V}_{vu}$	t_{vu}	$\dot{V}_{vi}$	t_{vu}	$\tilde{x}_{O_2}$	t_o	$\dot{V}_E$	p_E	p_N	t_N	dp_N	$\dot{m}_N$	$\dot{V}_N$	$\dot{m}_N$
-	hh:min	bar	m^3/h	°C	m^3/h	°C	ppb	°C	m^3/h	bar	bar	°C	mmVS	kg/h	NL/h	kg/h
1	11:45	0,95	4,6	17,5	4,5	17,4	64,9	18,0	21,8	4,1						
2	12:15	0,95	4,5	17,5	4,5	17,2	26,2	18,0	22,4	4,2	2,0	17,0	32	0,596	220	0,376
3	12:45	0,95	4,6	17,5	4,5	17,0	30,1	19,0	21,2	4,0	2,0	17,0	80	1,042	385	0,658
4	13:15	0,95	4,5	25,0	4,5	23,7	28,5	22,0	21,2	4,0						
5	13:45	0,94	4,5	25,0	4,5	23,9	16,9	23,0	21,0	4,0	2,0	18,0	32	0,596	220	0,375
6	14:15	0,94	4,5	25,0	4,5	23,6	18,3	23,0	22,3	4,2	2,0	18,0	75	1,002	360	0,614
7	14:45	0,94	4,5	28,0	4,5	26,8	23,9	24,0	22,3	4,2						
8	15:15	0,94	4,5	28,0	4,5	26,8	12,8	25,0	22,4	4,2	2,0	19,0	30	0,573	210	0,358
9	15:45	0,93-0,94	4,6	30,0	4,5	28,7	26,1	26,0	21,6	4,0						
10	16.15	0,93-0,94	4,6	30,0	4,6	28,6	16,1	27,0	22,4	4,2	2,0	19,0	32	0,596	220	0,375

Табела 3.3 Радни режим 3; 4,7 m3/h; 0,95 bar

Датум мерења	05.06.2013.
Бароомометарски притисак (bar)	p = 1,000
Садржај O2 на улазу (ppm)	$\tilde{x}_{O_2}$ = 8,18

Број мерења	Време мерења	Вакум	Линија воде					Отпарак	Ејектор		Линија азота					
			Улаз		Излаз								Мерна стаза		Ротаметар	
-	-	p_V	$\dot{V}_{vu}$	t_{vu}	$\dot{V}_{vi}$	t_{vu}	$\tilde{x}_{O_2}$	t_o	$\dot{V}_E$	p_E	p_N	t_N	dp_N	$\dot{m}_N$	$\dot{V}_N$	$\dot{m}_N$
-	hh:min	bar	m^3/h	°C	m^3/h	°C	ppb	°C	m^3/h	bar	bar	°C	mmVS	kg/h	NL/h	kg/h
1	11:30	0,95	4,7	17,5	4,7	17,4	64,9	18,0	22,3	4,2						
2	12:00	0,95	4,7	17,5	4,7	17,4	36,9	18,0	22,3	4,1	2,0	19,0	38	0,662	230	0,392
3	12:30	0,95	4,7	17,5	4,7	17,3	39,6	19,0	22,2	4,1	2,0	20,0	90	1,119	390	0,663
4	13:00	0,95	4,7	26,0	4,7	25,2	38,4	23,0	22,6	4,3						
5	13:30	0,94	4,6	26,0	4,7	25,3	16,1	24,0	22,4	4,2	2,0	20,0	32	0,596	220	0,374
6	14:00	0,93-0,94	4,7	29,0	4,7	28,0	25,5	25,0	22,2	4,1						
7	14:30	0,93-0,94	4,7	29,0	4,7	27,9	13,9	25,0	22,1	4,1	2,0	20,0	34	0,618	225	0,383
8	15:00	0,95	4,7	17,5	4,7	17,4	62,7	19,0	22,2	4,1						

Табела 3.4 Радни режим 4; 4 m3/h, 0.90 bar

Датум мерења	06.06.2013.
Бaром. притисак (bar)	p = 1,000
Садржај O2 на улазу (ppm)	$\tilde{x}_{O_2}$ = 7,95

Број мерења	Време мерења	Вакум	Линија воде					Отпарак	Ејектор		Ллинија азота					
			Улаз		Излаз								Мерна стаза		Ротаметар	
-	-	p_V	p_{vu}	t_{vu}	p_{vi}	t_{vu}	$\tilde{x}_{O_2}$	t_o	V_E	p_E	p_N	t_N	H	V_N	V_N	V_N
-	hh:min	bar	m^3/h	°C	m^3/h	°C	ppb	°C	m^3/h	Bar	bar	°C	mmVS	kg/h	NL/h	kg/h
1	11:00	0,90-0,91	4,0	17,5	4,0	16,8	79,0	18,0	20,1	4,0						
2	11:30	0,90-0,91	4,0	17,5	4,0	16,8	43,4	18,0	20,4	4,1	1,8	19,0	36	0,614	220	0,356
3	12:00	0,90-0,91	4,0	17,5	4,0	16,8	50,8	19,0	20,1	4,0	2,0	20,0	75	1,002	340	0,578
4	12:30	0,89-0,90	3,9	17,5	4,0	16,8	56,1	19,0	19,7	3,9	2,0	20,0	80	1,042	350	0,595
5	13:00	0,91	4,1	26,0	4,0	25,3	36,7	24,0	20,1	4,0						
6	13:30	0,91	4,0	26,0	4,0	25,3	21,6	25,0	20,0	4,0	2,0	22,0	38	0,662	225	0,381
7	14:00	0,92	4,0	29,0	4,0	27,9	18,3	26,0	21,4	4,2						

Табела 3.5 Радни режим 5; 5 m3/h; 0,95 bar

Датум мерења	07.06.2013.
Баром. притисак (bar)	p = 1,010
Садржај O2 на улазу (ppm)	$\tilde{x}_{O_2}$ = 8,70

Број мерења	Време мерења	Вакум	Линија воде					Отпарак	Ејектор		Линија азота					
			Улаз		Излаз								Мерна стаза		Ротаметар	
-	-	p_V	p_{vu}	t_{vu}	p_{vi}	t_{vu}	$\tilde{x}_{O_2}$	t_o	V_E	p_E	p_N	t_N	H	V_N	V_N	V_N
-	hh:min	bar	m^3/h	°C	m^3/h	°C	ppb	°C	m^3/h	Bar	bar	°C	mmVS	kg/h	NL/h	kg/h
1	12:30	0,95	5,0	17,5	5,0	17,2	68,5	18,0	21,6	4,0						
2	13:00	0,95	5,0	17,5	5,0	17,3	56,4	19,0	21,5	4,0	2,0	19,0	85	1,081	350	0,596
3	13:30	0,95	4,9	17,5	5,0	17,3	43,8	20,0	21,6	4,1	2,0	20,0	45	0,733	245	0,417
4	14:00	0,95	4,9	27,0	5,0	25,1	38,7	23,0	21,7	4,1						
5	14:30	0,94	5,0	27,0	4,9	25,3	22,0	24,0	21,6	4,1	2,0	20,0	30	0,573	220	0,374
6	15:00	0,94	5,0	29,0	4,9	27,9	29,9	25,0	21,5	4,0						
7	15:30	0,94	4,9	29,0	4,9	28,1	15,1	26,0	21,2	3,9	2,0	20,0	30	0,573	210	0,357
8	16:00	0,93-0,94	4,9	30,0	4,9	28,7	21,9	26,0	21,2	3,9						

Табела 3.6 Радни режим 6; 4,2 m3/h; 0,95 bar

Датум мерења	11.06.2013.
Бaром. притисак (bar)	p = 0,995
Садржај O2 на улазу (ppm)	$\tilde{x}_{O_2}$ = 7,82

Број мерења	Време мерења	Вакум	Линија воде						Отпарак	Ејектор		Линија азота					
			Улаз		Излаз									Мерна стаза		Ротаметар	
-	-	p_V	p_{vu}	t_{vu}	p_{vi}	t_{vu}	$\tilde{x}_{O_2}$		t_o	V_E	p_E	p_N	t_N	H	V_N	V_N	V_N
-	hh:min	bar	m^3/h	°C	m^3/h	°C	ppb		°C	m^3/h	Bar	bar	°C	mmVS	kg/h	NL/h	kg/h
1	09:00	0,95	4,2	17,5	4,2	17,2	64,5		18,0	22,4	4,2						
2	09:30	0,95	4,2	17,5	4,2	17,3	38,5		19,0	22,4	4,2	1,0	20,0	46	0,580	230	0,277
3	10:00	0,94-0,95	4,2	17,5	4,2	17,3	43,8		19,0	22,5	4,2	1,0	20,0	105	0,960	395	0,475
4	10:30	0,94	4,1	17,5	4,1	17,4	51,6		19,0	22,2	4,1	1,0	20,0	190	1,379	670	0,806
5	11:00	0,93-0,94	4,2	17,5	4,2	17,4	55,0		20,0	22,3	4,2	1,0	21,0	350	2,002	*	*
6	11:30	0,94	4,2	17,5	4,2	17,4	43,8		20,0	22,3	4,2	2,0	21,0	46	0,743	235	0,399
7	12:00	0,95	4,2	17,5	4,2	17,5	63,9		21,0	22,2	4,1						

* вредност протока ван опсега мерења ротаметра

ПРИЛОГ 4: ТАБЕЛЕ ЗА ПРОРАЧУН ПРОТОКА АЗОТА У ЗАВИСНОСТИ ОД ПАДА ПРИТИСКА НА МЕРНОЈ СТАЗИ

Ознаке и јединице мерених величина:

- Притисак истицања азота p, (bar)
- Диференцијални притисак на мерној стази Δ p, (mmVS; bar)
- Запремински проток азота $\dot{V}$, (m^3/h)
- Масени проток азота $\dot{m}$, (kg/h)
- Дужина мерне стазе L, (m)
- Пречник цеви мерне стазе D, (m)
- Брзина истицања азота w, (m/s)
- Густина азота ρ, (kg/m^3)
- Вискозност азота ν, (Pa s)
- Рејнолдсов број, Re
- Динов број, De
- Коефицијент локалног отпора, ξ (Pa/m)
- Корак цевне змије S_{CZ} , (m)
- Пречник цевне змије D_{CZ}, (m)
- Критични Рејнолдсов број Re_{lt}

Табела 4.1 Притисак истицања азота p=1bar

Δp		m	V	L	D	w	ρ	ν	Scz	De	Re	Relt	Dcz	ξ
(mmH2O)	(Pa)	(kg/h)	(m3/s)	(m)	(m)	(m/s)	(kg/m3)	(Pa s)	(m)	(m)	-	-	(m)	(Pa/m)
17	167	0.25	2,92E-02	1.00	0.0040	2.322	23.797	1.70E-05	0.03	259	1300	6947	0.1000	0.1043
45	441	0.5	5.84E-05	1.00	0.0040	4.644	23.797	1.70E-05	0.03	518	2601	6947	0.1000	0.0687
80	782	0.75	8.75E-05	1.00	0.0040	6.966	23.797	1.70E-05	0.03	777	3901	6947	0.1000	0.0542
120	1177	1	0.000117	1.00	0.0040	9.288	23.797	1.70E-05	0.03	1036	5201	6947	0.1000	0.0459
156	1526	1.2	0.00014	1.00	0.0040	11.146	23.797	1.70E-05	0.03	1243	6241	6947	0.1000	0.0413
171	1673	1.35	0.000158	1.00	0.0040	12.539	23.797	1.70E-05	0.03	1398	7022	6947	0.1000	0.0358
205	2013	1.5	0.000175	1.00	0.0040	13.932	23.797	1.70E-05	0.03	1553	7802	6947	0.1000	0.0349
269	2640	1.75	0.000204	1.00	0.0040	16.254	23.797	1.70E-05	0.03	1812	9102	6947	0.1000	0.0336
340	3340	2	0.000233	1.00	0.0040	18.577	23.797	1.70E-05	0.03	2071	10402	6947	0.1000	0.0325
419	4108	2.25	0.000263	1.00	0.0040	20.899	23.797	1.70E-05	0.03	2330	11703	6947	0.1000	0.0316
504	4945	2.5	0.000292	1.00	0.0040	23.221	23.797	1.70E-05	0.03	2589	13003	6947	0.1000	0.0308
596	5848	2.75	0.000321	1.00	0.0040	25.543	23.797	1.70E-05	0.03	2848	14303	6947	0.1000	0.0301
695	6816	3	0.000350	1.00	0.0040	27.865	23.797	1.70E-05	0.03	3107	15603	6947	0.1000	0.0295

Табела 4.2 Притисак истицања азота p=2bar

Δp		m	V	L	D	w	ρ	ν	Scz	De	Re	Relt	Dcz	ξ
(mmH2O)	(Pa)	(kg/h)	(m3/s)	(m)	(m)	(m/s)	(kg/m3)	(Pa s)	(m)	(m)	-	-	(m)	(Pa/m)
11	112	0.25	1,95E-02	1.00	0.0040	1.548	35.697	1.70E-05	0.03	259	1300	6947	0.10	0.1043
30	294	0.5	3.89E-05	1.00	0.0040	3.096	35.697	1.70E-05	0.03	518	2601	6947	0.10	0.0687
53	522	0.75	5.84E-05	1.00	0.0040	4.644	35.697	1.70E-05	0.03	777	3901	6947	0.10	0.0542
80	785	1	7.78E-05	1.00	0.0040	6.192	35.697	1.70E-05	0.03	1036	5201	6947	0.1000	0.0459
104	1017	1.2	9.34E-05	1.00	0.0040	7.431	35.697	1.70E-05	0.03	1243	6241	6947	0.1000	0.0413
114	1115	1.35	0.000105	1.00	0.0040	8.360	35.697	1.70E-05	0.03	1398	7022	6947	0.1000	0.0358
137	1342	1.5	0.000117	1.00	0.0040	9.289	35.697	1.70E-05	0.03	1553	7802	6947	0.1000	0.0349
179	1760	1.75	0.000136	1.00	0.0040	10.837	35.697	1.70E-05	0.03	1812	9102	6947	0.1000	0.0336
227	2226	2	0.000156	1.00	0.0040	12.385	35.697	1.70E-05	0.03	2071	10402	6947	0.1000	0.0325
279	2739	2.25	0.000175	1.00	0.0040	13.933	35.697	1.70E-05	0.03	2330	11703	6947	0.1000	0.0316
336	3297	2.5	0.000195	1.00	0.0040	15.481	35.697	1.70E-05	0.03	2589	13003	6947	0.1000	0.0308
397	3899	2.75	0.000214	1.00	0.0040	17.029	35.697	1.70E-05	0.03	2848	14303	6947	0.1000	0.0301
463	4544	3	0.000233	1.00	0.0040	18.577	35.697	1.70E-05	0.03	3107	15603	6947	0.1000	0.0295

ПРИЛОГ 5: ЦЕПЦИ МЕСЕЧНИ ИНДЕКС ЦЕНА

Табела 5.1 ЦЕПЦИ месечни индекс за 2009.годину

2009	Јан.	Феб.	Март	Апр.	Мај	Јун	Јул	Авг.	Септ.	Окт.	Нов.	Дец.
CEPCI	539.6	532.3	522.6	511.7	509.1	512.0	521.1	521.9	525.7	527.9	524.0	542.2
Опрема	642.4	631.9	616.6	600.4	596.8	601.5	601.2	615.8	621.5	623.6	618.0	618.4
Размењивачи топлоте и резервоари	603.4	587.0	563.2	534.2	529.9	538.0	542.8	560.9	563.4	567.0	555.9	554.2
Процесне машине	620.0	615.2	597.3	584.9	583.0	584.9	589.8	599.1	604.0	605.5	601.0	597.9
Цевоводи, вентили и фитинзи	781.8	770.6	761.0	752.5	748.1	749.0	732.1	752.0	768.3	768.9	768.2	776.3
Процесни инструменти	389.6	384.6	385.1	390.1	389.0	391.8	387.8	400.7	409.7	403.8	413.9	417.5
Пумпе, компресори, вентилатори	902.1	897.0	898.0	897.5	896.7	898.9	898.5	895.9	895.9	896.3	895.2	895.2
Електрична опрема	457.9	458.7	459.6	460.2	458.9	459.8	459.1	462.1	464.7	464.2	465.9	467.2
Носеће конструкције	671.5	660.9	636.1	609.0	602.4	610.0	615.9	630.8	632.5	636.5	624.2	620.0
Радна снага	324.5	323.7	325.7	326.5	326.6	325.6	327.5	327.5	327.5	331.7	331.1	331.2
Зграде	500.0	495.5	494.9	487.9	485.4	485.7	487.0	491.1	493.2	495.4	493.7	494.6
Инжењерски надзор	350.3	349.8	349.0	348.5	347.9	347.2	346.5	346.0	345.4	344.6	343.8	343.2

Табела 5.2 ЦЕПЦИ индекс за септембар 2013.године

CEPCI	567.3	Пумпе, компресори, вентилатори	924.3
Опрема	686.2	Електрична опрема	513.7
Размењивачи топлоте и	618.3	Носеће конструкције	747.1
Процесне машине	654.7	Радна снага	321.7
Цевоводи, вентили и фитинзи	875.3	Зграде	533.4
Процесни инструменти	411.2	Инжењерски надзор	324.6

ПРИЛОГ 6: ОСНОВНЕ ТЕХНИЧКЕ КАРАКТЕРИСТИКЕ ОПРЕМЕ ПОСТРОЈЕЊА ЗА ТЕРМИЧКУ ДЕОКСИГЕНАЦИЈУ

Табела 6.1 Основне техничке карактеристике опреме постројења за термичку деоксигенацију

Парни котао, горионик (гас и мазут), гасна станица, напојна пумпа котла, припадајућа мерно-регулациона опрема	
Капацитет засићене паре (номинално	800 kg/h
Макс. допуштени радни натпритисак	13,0 bar
Притисак активирања сигурносног вентила	13,0 bar
Средњи радни притисак	10,0 bar
Номинална грејна површина	$25{,}0\,\mathrm{m}^2$
Температура напојне воде	103°C
Номинални пречник прикључка димних гасова	DN 200
Номинална топлотна снага	522 kW
Степен корисности при раду на гас/мазут	89,2 / 89,5%
Капацитет горионика	584 kW
Проток гаса	$63\,\mathrm{m}^3_{\mathrm{STP}}/\mathrm{h}$
Проток мазута	52 kg/h
Проток димних гасова	$675\,\mathrm{m}^3_{\mathrm{STP}}/\mathrm{h}$
Температура димних гасова	235°C
Маса котла транспортна/укупна	3700/6200 kg
Инсталисана електрична снага - управљачки	8 kW
Инсталисана електрична снага – котловска пумпа	1,5 kW
Димензије	4100x2000x2300 mm
Дегазатори, напојни резервоари, дозирни уређаји за хемикалије (скевенџер) са пумпама и арматуром, цевоводи, припадајућа мерно-	
Систем за допуну мреже – А	
Пројектна температура деоксигенације	105°C
Надпритисак активирања сигурносног вентила	0,5 bar
Проток воде на улазу	19360 kg/h
Испитни надпритисак	2 bar
Запремина резервоара	$14\,\mathrm{m}^3$

Табела 6.1 Наставак

Маса транспортна/укупна	5800/22000 kg
Димензије	6400x2400x5000 mm
Котловски систем – В	
Пројектна температура деоксигенације	105°C
Надпритисак активирања сигурносног вентила	0,5 bar
Проток воде на улазу	807 kg/h
Средњи радни натпритисак	0,2 bar
Испитни надпритисак	2 bar
Запремина резервоара	$0{,}7\,m^3$
Маса транспортна/укупна	300/1100 kg
Димензије	1600x750x3000 mm
Експанзиона посуда	
Макс. допуштени радни натпритисак	13,0 bar
Проток воде на улазу	до 75 kg/h
Запремина	300 l
Размењивач топлоте – рекуператор	
Тип размењивача	Плочасти
Радни притисак	1,5 bar
Пројектна температура	105°C
Топлотна снага	1747 kW
Укупни отпори провођењу топлоте услед	$0{,}050\,m^2 \cdot K/kW$
Пад притиска - максимални	0,25 bar
Маса	1200 kg
Димензије	1200x600x1500 mm

ПРИЛОГ 7: ОСНОВНЕ ТЕХНИЧКЕ КАРАКТЕРИСТИКЕ ОПРЕМЕ ПОСТРОЈЕЊА ЗА МЕМБРАНСКУ ДЕОКСИГЕНАЦИЈУ

Табела 7.1 Основне техничке карактеристике опреме постројења за мембранску деоксигенацију

Мембрански апарат за деоксигенацију воде	
Проток воде	$10 \div 48\,m^3/h$
Материјал мембране	Полипропилен
Максимални притисак воде	5,2 bar
Максимална температура воде	50°C
Материјал заптивача	EPDM (ANSI / NSF 61)
Маса апарата	44/57 kg
Материјал кућишта	FRP
Габаритне димензије	¤325x1200 mm
Вакум пумпа са воденим прстеном	
Маса	22 kg
Материјал кућишта	SS
Материјал радног кола	бронза
Димензије	400x180x220 mm
Снага електромотора	1,2 kW
Сепаратор гас - течност	
Димензије	¤ 200x1800 mm
Материјал	SS
Генератор азота	
Тип	Pressure Swing Adsorption
Капацитет компресора	$20{,}4\,m^3/h$
Притисак на потису компресора	8,5 bar
Квалитет компримованог	ISO 8573.2:2001.2.4.1
Усисни филтер	0,01 «m
Инсталисана електрична снага	2,3 kW
Запремина бафер танка	60 l
Димензије	700x700x1300 mm
Маса	150 kg

ПРИЛОГ 8: ОСНОВНЕ ТЕХНИЧКЕ КАРАКТЕРИСТИКЕ ОПРЕМЕ ПОСТРОЈЕЊА ЗА КАТАЛИТИЧКУ ДЕОКСИГЕНАЦИЈУ

Табела 8.1 Основне техничке карактеристике опреме постројења за каталитичку деоксигенацију

Каталитички реактор	
Пречник реактора	850 mm
Висина цилиндричног дела	1800 mm
Висина слоја катализатора	891 mm
Слободни простор изнад слоја	909 mm
Површина попречног пресека	0,55 m^2
Брзина струјања воде сведена	36,4 m/h
Проток воде	40 ZS/h
Пад притиска	36,10 kPa
Запремина слоја катализатора	0,5 m^3
Статички миксер	
Проток воде	20 m^3/h
Максимални проток водоника	0,484 m_N^3/h
Брзина струјања кроз миксер	1,44 m/s
Пад притиска	0,31 bar
Димензије	DN 65 x 1000 mm
Генератор водоника	
Тип	Електролиза воде
Капацитет	0,6 m_N^3/h
Максимални притисак	4 bar
Чистоћа водоника	99 ÷ 99.99%
Инсталисана електрична снага	7,2 kW
Електроотпорност воде	$\geq 1 M\Omega$/cm
Димензије	910x700x1600 mm
Маса	300 kg

ПРИЛОГ 9: ОСНОВНЕ ТЕХНИЧКЕ КАРАКТЕРИСТИКЕ ОПРЕМЕ ПОСТРОЈЕЊА ЗА ВАКУМСКУ ДЕГАЗАЦИЈУ

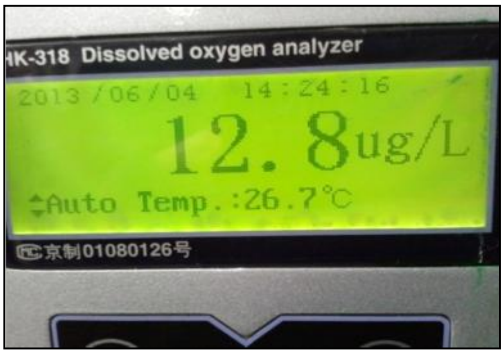
Табела 9.1 Основне техничке карактеристике опреме постројења за вакумску дегазацију

Десорпциона колона	
Пречник колоне	500 mm
Висина испуне	3000 mm
Испуна	Палови прстенови
Дефлегматор	2,5 m^2
Резервоар	*ф* 700 x 2500 mm
Сепаратор капи	*ф* 450 x 1800 mm
Вакум пумпа са воденим прстеном	
Капацитет	7,7 kg/h
Рекуператор – плочасти	
Број размењивача у редној вези	3
Површина за размену	26,7 m^2 27,7 m^2 29,9 m^2
Електрични котао – загрејач воде	
Капацитет	465 kW
Генератор азота	
Тип	Pressure Swing Adsorption
Капацитет компресора	4 kg/h
Притисак на потису компресора	8,5 bar
Квалитет компримованог ваздуха	ISO 8573.2:2001.2.4.1
Инсталисана електрична снага	5,7 kW

ПРИЛОГ 10: ФОТОГРАФИЈЕ ИНСТАЛАЦИЈЕ

Слика П10.1 Дегазациона колона и резервоар дегазиране воде

Слика П10.2 Ејектор и дигитални мерач садржаја O_2 дегазиране воде



Слика П10.3 Најнижа измерена вредност садржаја O_2 у дегазираној води

БИОГРАФИЈА АУТОРА

Рођен 18.04.1972. у Београду. Дипломирао 1996. на Машинском факултету Универзитета у Београду, где је 2006. одбранио и магистарску тезу.

Стручни испит положио 2001. и поседује лиценце Одговорног пројектанта и Одговорног извођача радова у области термотехнике, термоенергетике, процесне и гасне технике као и Одговорног инжењера за енергетску ефикасност зграда.

Радни однос засновао 1997. у ЈКП „Београдске електране“ где и данас ради као Руководилац сектора монтаже.

Аутор и коаутор више стручних и научних радова објављених у домаћим и страним часописима. Ожењен и отац четворо деце.

ИЗЈАВА О АУТОРСТВУ

Потписани: мр Љубиша Владић, дипл.инж.маш

Број индекса: -

ИЗЈАВЉУЈЕМ

да је докторска дисертација под насловом

АНАЛИЗА МОГУЋНОСТИ ПРИМЕНЕ ВАКУМСКЕ ДЕГАЗАЦИЈЕНАПОЈНЕ ВОДЕ СИСТЕМА ДАЉИНСКОГ ГРЕЈАЊА

- резултат сопственог истраживачког рада,
- да предложена дисертација у целини ни у деловима није била предложена за добијање било које дипломе према студијским програмима других високошколских установа,
- да су резултати коректно наведени и
- да нисам кршио/ла ауторска права и користио интелектуалну својину других лица.

У Београду, 30.04.2014. Потпис докторанта

ИЗЈАВА О ИСТОВЕТНОСТИ ШТАМПАНЕ И ЕЛЕКТРОНСКЕ ВЕРЗИЈЕ ДОКТОРСКОГ РАДА

Име и презиме аутора: мр Љубиша Владић, дипл.маш.инж

Број индекса: -

Студијски програм: -

Наслов рада: Анализа могућности примене вакумске дегазације напојне воде система даљинског грејања

Ментор: Проф. др Бранислав Јаћимовић

Потписани: мр Љубиша Владић, дипл.инж.маш

Изјављујем да је штампана верзија мог докторског рада истоветна електронској верзији коју сам предао/ла за објављивање на порталу **Дигиталног репозиторијума Универзитета у Београду.**

Дозвољавам да се објаве моји лични подаци везани за добијање академског звања доктора наука, као што су име и презиме, година и место рођења и датум одбране рада.

Ови лични подаци могу се објавити на мрежним страницама дигиталне библиотеке, у електронском каталогу и у публикацијама Универзитета у Београду.

У Београду, 30.04.2014. Потпис докторанта

ИЗЈАВА О КОРИШЋЕЊУ

Овлашћујем Универзитетску библиотеку „Светозар Марковић“ да у Дигитални репозиторијум Универзитета у Београду унесе моју докторску дисертацију под насловом:

„Анализа могућности примене вакумске дегазације напојне воде система даљинског грејања“

која је моје ауторско дело.

Дисертацију са свим прилозима предао сам у електронском формату погодном за трајно архивирање.

Моју докторску дисертацију похрањену у Дигитални репозиторијум Универзитета у Београду могу да користе сви који поштују одредбе садржане у одабраном типу лиценце Креативне заједнице (Creative Commons) за коју сам се одлучио.

1. Ауторство
2. Ауторство – некомерцијално
3. Ауторство – некомерцијално – без прераде
4. Ауторство – некомерцијално – делити под истим условима
5. Ауторство – без прераде
6. Ауторство – делити под истим условима

У Београду, 30.04.2014. Потпис докторанта