

O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI VA O'RTA MAXSUS
TA'LIM VAZIRLIGI

ANDIJON MASHINASOZLIK INSTITUTI

“AVTOMATIKA VA ELEKTROTEXNIKA ”
FAKULTETI

“Materialshunoslik va yangi materiallar texnologiyasi”
kafedrası

“Qizdirish qurilmalari” fanidan

KURS ISHI

Mavzu: Trubasimon pech

BAJARDI:

S.O'rinboyev

Qabul qildi:

Z.Madaminov

Taqrizchi:

M. Umarova

Kafedra mudiri:

K. Xalmerzaev

Andijon – 2015

**O'ZBEKISTON RESPUBLIKASI VA O'RTA MAXSUS
TA'LIM VAZIRLIGI**

ANDIJON MASHINASOZLIK INSTITUTI

“AVTOMATIKA VA ELEKTROTEXNIKA ” FAKULTETI

“Materialshunoslik va yangi materiallar texnologiyasi” kafedrası

“TASDIQLAYMAN”

Kafedra mudiri _____

«_____» _____ 201__y

KURS ISHINI BAJARISH UCHUN TOPSHIRIQ

Talaba _____
(F.I.SH)

1. Kurs ishi mavzusi _____

Hisob-tushuntirish hati tarkibi: _____

2. Kerakli chizmalar ro'yxati _____

Kurs ishi rahbari: _____
(F.I.SH)

Foydalanadigan adabiyotlar ro'yhati _____

Topshiriqni oldim _____
(F.I.SH) (imzo)

“ _____ ”
fakul’tetining _____ “ _____ ” guruh talabasi
_____ ning
_____ mavzusida bajarilgan

Kurs ishiga

T A Q R I Z

1. Ishning dolzarbligi _____

3. Ishning ijobiy tomonlari _____

4. Ishning salbiy tomonlari _____

Tushuntirish hatini rasmiylashtirish _____

6. Ishning grafik qismini rasmiylashtirish _____

Hulosalar _____

Taqriz _____

(imzo, familiyasi, ismi sharifi)

Lavozimi _____

Ish joyi _____

« _____ » _____ 2016 yil

1.1 Ёнилғининг ёниш жараёни ҳисоби

Босқичнинг мақсади: ёнилғининг энг паст иссиқлик ўткази олиш хусусиятининг ҳисоби, ёниш маҳсулотлари таркиби ва миқдорини ва ёниш маҳсулотларининг иссиқлик таркибини ҳисоби.

Ёнилғининг энг паст иссиқлик бера олиш хусусияти Менделеев тенгламаси ёрдамида аниқланади:

$$Q_p^H = 81 \cdot C + 246 \cdot H + 26 \cdot S - 8 \cdot O - 6 \cdot W \cdot 4,1868,$$

бу ерда C, H, S, O, W – ёнилғи таркибидаги углевод, водород, олтингугурт, кислород ва намликнинг улуши, % масс.;

$$Q_p^H = 81 \cdot 85 + 246 \cdot 13 + 26 \cdot 1 - 8 \cdot 0 - 6 \cdot 0 \cdot 4,1868 = 42215,504 \text{ кЖ/кг.}$$

1 кг ёнилғини ёниши учун зарур бўлган ҳавонинг назарий миқдори:

$$L_0 = 0,115 \cdot C + 0,345 \cdot H + 0,043 \cdot S - 8 \cdot O;$$

$$L_0 = 0,115 \cdot 85 + 0,345 \cdot 13 + 0,043 \cdot 1 - 8 \cdot 0 = 14,26 \text{ кг/кг.}$$

Ҳавонинг фактик сарфи:

$$L = \alpha \cdot L_0,$$

бу ерда α – ортиқча ҳаво коэффициентини;

$$L = 1,25 \cdot 14,26 = 17,825 \text{ кг/кг.}$$

1 кг ёнилғи ёнишидан вужудга келувчи ёниш маҳсулотларининг миқдори:

$$G = 1 + \alpha \cdot L_0 + W_{\phi},$$

бу ерда W_{ϕ} – форсун парининг сарфи;

$$G = 1 + 1,25 \cdot 14,26 + 0 = 18,825 \text{ кг/кг.}$$

1 кг ёнилғи ёнишидан вужудга келувчи газлар миқдори:

$$m_{CO_2} = 0,03667 \cdot C = 0,03667 \cdot 85 = 3,117 \text{ кг/кг};$$

$$m_{H_2O} = 0,09 \cdot H + 0,01 \cdot W + W_{\phi} = 0,09 \cdot 13 + 0,01 \cdot 0 + 0 = 1,17 \text{ кг/кг};$$

$$m_{O_2} = L_0 (\alpha - 1) \cdot 0,232 = 14,26 \cdot (0,25 - 1) \cdot 0,232 = 0,8271 \text{ кг/кг};$$

$$m_{N_2} = \alpha \cdot L_0 \cdot 0,768 = 1,25 \cdot 14,26 \cdot 0,768 = 13,6896 \text{ кг/кг};$$

$$m_{SO_2} = 0,02 \cdot S = 0,02 \cdot 1 = 0,02 \text{ кг/кг}.$$

$$\sum_{i=1}^M m_i = G \quad \text{шартдан келиб чиққан холда натижаларни текшириб чиқамиз;}$$

$$3,117 + 1,17 + 0,8271 + 13,6896 = 18,824 \text{ кг/кг} \approx 18,825 \text{ кг/кг}.$$

1 кг ёнилғи ёнишидан вужудга келувчи хавонинг сиғимли сарфи:

$$V_0 = 0,089 \cdot C + 0,267 \cdot H + 0,033 \cdot (\alpha - 1);$$

$$V_0 = 0,089 \cdot 85 + 0,267 \cdot 13 + 0,033 \cdot (0,25 - 1) = 11,036 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Берилган температурада 1 кг ёнилғи ёнишидан вужудга келувчи ёниш маҳсулотларининг иссиқлик таркиби ҳисоби қуйидаги формула ёрдамида амалга оширилади:

$$q_t = (T - 273) \cdot (m_{CO_2} \cdot C_{CO_2} + m_{H_2O} \cdot C_{H_2O} + m_{O_2} \cdot C_{O_2} + m_{N_2} \cdot C_{N_2} + m_{SO_2} \cdot C_{SO_2}),$$

бу ерда T – ёниш маҳсулотлари температураси, К;

C_i – ёниш маҳсулотлари ўртача массавий иссиқлик сиғими кЖ/кг·К (уларнинг қийматларини 2 [2, с.7] жадвалдан интерполяция усули ёрдамида аниқлаймиз);

$$q_{300} = (300 - 273) \cdot (3,117 \cdot 0,8286 + 1,17 \cdot 1,8632 + 0,8271 \cdot 0,9169 + 13,6896 \cdot 1,0308 + 0,02 \cdot 0,6150) = 530,404 \text{ кЖ/кг}.$$

Иссиқлик таркиби қийматлари ҳисобининг натижаларини жадвалга киритамиз.

1 - жадвал

T, K	300	500	700	1100	1500	1700	1900
qt, кЖ/кг	530,4	4555,6	8781,5	17860,9	27623,1	32677,3	37799,6

Хулоса: мазкур босқич натижаларига кўра ёнилғининг энг паст иссиқлик бера олиш хусусияти 42215,504 кЖ/кг гу тенг, 1 кг ёнилғи ёнишидан вужудга келувчи ёниш махсулотлари миқдори эса – 18,825 кг/кг ни ташкил этади.

1.2 Трубасимон печнинг иссиқлик баланси. Ёнилғи сарфи ва Ф.И.К хисоби.

Босқичнинг мақсади: ёнилғи сарфи ва Ф.И.К хисобидан ташқари трубасимон печ типини ўлчамларини аниқлаш учун зарур бўладиган печ махсулдорлигини (тўла иссиқлик юкламасини) аниқлаш.

Трубасимон печ иссиқлик баланси тенгламаси қуйидагича кўринишга эга:

$$Q_{прих.} = Q_{расх.}$$

Иссиқлик баланси хисоби 1 кг ёнилғи хисобидан олиб борилади.

Иссиқлик сарфи статъялари:

$$Q_{расх.} = q_{пол.} + q_{ух.} + q_{пот.},$$

бу ерда $q_{пол.}$, $q_{ух.}$, $q_{пот.}$ – печнинг хом ашё билан бирга қабул қилган фойдали (пол) иссиқлик миқдори, печдан тутун газлари билан чиқиб кетаётган йўқотилаётган иссиқлиги (ух) ва атроф мухитга сарфланаётган йўқотилаётган иссиқлик (пот), кЖ/кг.

Иссиқлик кириши статъялари:

$$Q_{прих.} = Q_p^H + C_m \cdot t_m + \alpha \cdot L_0 \cdot C_v \cdot t_v + W_{ф.} \cdot C_{ф.п.} \cdot t_{ф.п.},$$

бу ерда C_t , C_v , $C_{ф.п.}$ – ёнилғи иссиқлик сиғими (C_t), хавонинг иссиқлик сиғими (C_v) ва форсун парининг иссиқлик сиғими ($C_{ф.п.}$), кЖ/кг;

t_t , t_v , $t_{ф.п.}$ – ёнилғи (t_t), хаво (t_v) ва сув форсун парининг ($t_{ф.п.}$) температуралари, 0С.

Ёнилғининг, хаво ва сув форсун парининг аниқ иссиқлиги бу иссиқлик унчалик катта қийматга эга бўлмаганлиги сабабли уни ҳисобламасдан ташлаб кетиш мумкин.

Шундай қилиб, иссиқлик баланси тенгламаси қуйидагича ёзилиши мумкин:

$$Q_{прих.} = Q_{расх.} \approx Q_p^H,$$

$$а \quad Q_{прих.} = q_{пол.} + q_{ух.} + q_{ном.} = Q_p^H$$

$$ёки \quad q_{пол.} = Q_p^H - q_{ух.} - q_{ном.},$$

бундан трубасимон печ Ф.И.К қуйидагига тенг бўлади:

$$\eta = \frac{q_{пол.}}{Q_p^H} = 1 - \frac{q_{ух.}}{Q_p^H} - \frac{q_{ном.}}{Q_p^H},$$

бу ерда $\frac{q_{ух.}}{Q_p^H}$, $\frac{q_{ном.}}{Q_p^H}$ – ёнилғининг энг паст иссиқлик бера олиш хусусиятидан келиб чиққан холда, чиқиб кетаётган тутун газлари билан йўқотилаётган иссиқлик ва атроф муҳитга йўқотилаётган иссиқлик сарфи.

Атроф муҳитга чиқиб кетаётган иссиқлик йўқотишлари $q_{пот}$ ни 6 % (0,06 улушда) деб қабул қиламиз, яъни.

$$\frac{q_{ном.}}{Q_p^H} = 0,06, \text{ бундан}$$

$$q_{ном.} = Q_p^H \cdot 0,06 = 42215,504 \cdot 0,06 = 2532,93 \text{ кЖ/кг.}$$

Чиқиб кетаётган тутун газларининг температураси қуйидаги тенглик билан аниқланади:

$$t_{ух.} = t_1 + \Delta t = t_1 + (350 \div 480), \text{ } ^\circ\text{C},$$

бу ерда t_1 – қиздирилатган махсулотнинг печ киришидаги температураси, 0C;

Δt – конвекцион камера змеевигига (илонсимон кўринишдаги қиздиргич) киришдаги иссиқлик ташувчилар температураларининг фарқини $\Delta t = 420$ 0C деб қабул қиламиз;

$$t_{yx.} = 20 + 420 = 440 \text{ 0C (713 K).}$$

Шу температурада чиқиб кетаётган газлар билан йўқотилаётган иссиқлик:

$$q_{yx.} = q_{713} = (713 - 273) \cdot (3,117 \cdot 0,9324 + 1,17 \cdot 1,9096 + 0,8271 \cdot 0,9441 + 13,6896 \cdot 1,0385 + 0,02 \cdot 0,6755) = 8866,68 \text{ кЖ/кг.}$$

$$q_{пол.} = 42215,504 - 8866,68 - 2532,93 = 30815,894 \text{ кЖ/кг.}$$

Шундай қилиб печнинг Ф.И.Кни аниқлаймиз:

$$\eta = \frac{8866,68}{42215,504} - 0,06 = 0,83$$

Трубасимон печнинг фойдали иссиқлик юкламасини қуйидаги формула ёрдамида аниқлаймиз:

$$Q_{пол.} = G \cdot \left[e \cdot q_{t_2}^n + (1 - e) \cdot q_{t_2}^{жс} - q_{t_1}^{жс} \right],$$

бу ерда G – хом ашё бўйича печнинг махсулдорлиги, кг/ч;

$q_{t_2}^n$, $q_{t_2}^{жс}$, $q_{t_1}^{жс}$ – t_2 температурада пар ва суюқ фазаларнинг иссиқлик таркиби, t_1 температурада (хом ашё) суюқ фазанинг иссиқлик таркиби, кЖ/кг;

e – трубасимон печнинг змеевигидан чиқишда хом ашё отгонининг улуши.

Нефт махсулотлари парларининг иссиқлик таркиби қуйидаги тенглама ёрдамида аниқланади:

$$q_t^n = \left(0,2 + 0,109 \cdot t + 0,00014 \cdot t^2 \right) \cdot \left(3,992 - 0,9952 \cdot \rho_4^{20} \right) - 73,4 \cdot 4,1868,$$

бу ерда ρ_4^{20} – солиштирма зичлик; конденсацияланган парлар учун $\rho_4^{20} = 0,8$;

$$q_{350}^n = 0,2 + 0,109 \cdot 350 + 0,00014 \cdot 350^2 \cdot 0,992 - 0,9952 \cdot 0,8 \cdot 73,4 \cdot 4,1868 = 1104,3 \text{ кЖ/кг.}$$

Суюқ нефт махсулотларининг иссиқлик таркибини хисоблаш учун тенглама куйидаги кўринишга эга:

$$q_t^{жс} = \frac{0,403 \cdot t + 0,000405 \cdot t^2}{\sqrt{0,9952 \cdot \rho_4^{20} + 0,00806}} \cdot 4,1868,$$

бу ерда нефтнинг солиштирма зичлиги $\rho_4^{20} = 0,87$;

$$q_{350}^{жс} = \frac{0,403 \cdot 350 + 0,000405 \cdot 350^2}{\sqrt{0,9952 \cdot 0,87 + 0,00806}} \cdot 4,1868 = 839,7 \text{ кЖ/кг;}$$

$$q_{130}^{жс} = \frac{0,403 \cdot 130 + 0,000405 \cdot 130^2}{\sqrt{0,9952 \cdot 0,87 + 0,00806}} \cdot 4,1868 = 260,9 \text{ кЖ/кг.}$$

Печнинг фойдали иссиқлик юкламасини хисоблаш чиқамиз:

$$Q_{пол.} = 13986,3 \cdot [0,38 \cdot 1104,3 + 1 - 0,38 \cdot 839,7 - 260,9] = 93,06 \cdot 10^6 \frac{\text{кДж}}{\text{ч}}.$$

Печнинг иссиқлик юкламасини аниқлаймиз:

$$Q_m = \frac{Q_{пол.}}{\eta} = \frac{93,06 \cdot 10^6}{0,83} = 31,52 \text{ МВт}.$$

Ёнилғининг соатбай сарфи:

$$B = \frac{Q_{пол.}}{Q_p^н \cdot \eta} = \frac{93,06 \cdot 10^6}{42215,504 \cdot 0,83} = 2688,3 \text{ кг/ч.}$$

Хулосалар: 1) мазкур босқич натижалари шуни кўрсатадики, бизнинг печни фойдали иш коэффициенти $\eta = 0,83$ яъни, яхшигина баланд, чунки трубасимон печлар учун бу кўрсаткич 0,65 дан 0,85гача оралиқда бўлади.

2) печнинг тўлиқ иссиқлик юкламаси 31,52 МВт ни ташкил этади.

5.3 Трубасимон печнинг тип ўлчамларини аниқлаш.

Мақсад: берилган бошланғим маълумотларга мос келувчи печни танлаш, унинг характеристикалари ва конструкцияси билан танишиш.

Трубасимон печ типи ўлчамларини танлаш унинг мўлжалланганлигига, иссиқлик маҳсулдорлигига, ва қўлланиладиган ёнилғи турига қараб [4] каталог бўйича танланади.

Бизнинг ҳолатимизда печ нефтни қиздириш ва қисман парлатиш учун мўлжалланган иссиқлик маҳсулдорлиги Q_t 36,44 МВтни ташкил этади, ёнилғиси эса мазут. Шу маълумотлардан келиб чиққан ҳолда трубасимон

печни аралаш ёнилғида ишлайдиган (мазут + газ) СКГ1 $\frac{730}{18}$ нини танлаймиз.

СКГ1 $\frac{730}{18}$ печнинг техник характеристикаси. 2 – жадвал.

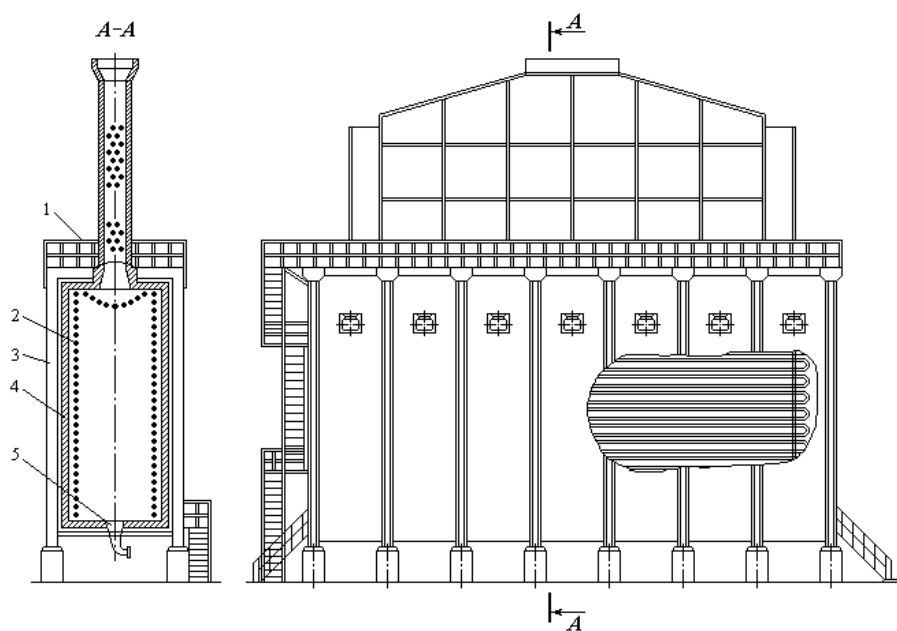
Кўрсаткич	Қиймати
Радиант трубалар: қиздирилиш сирти, м ² ишчи узунлик, м	730 18
Ўрта секциялар сони n	7
Иссиқлик маҳсулдорлиги, МВт (Гкал/ч)	39,5 (34,1)
радиант трубаларнинг рухсат этилган иссиқлик юкламаси, кВт/м ² (Мкал/м ² ·ч)	40,6 (35)
Габарит ўлчамлари (хизмат кўрсатиш майдончалари билан биргаликда), м: узунлиги L кенглиги баландлиги	24,44 6 22
Оғирлиги, т: печ металининг (змеевиксиз) футеровканинг	113,8 197

СКГ1 типли печлар – эркин ёнилғини вертикал аланганли ёқувчи печ бўлиб унинг труба змеевиклари битта радиация камерасида горизонтал жойлашган бўлади. ГГМ-5 ёки ГП типли горелкалар печ подида (таглигида) бир қатор қилиб жойлаштирилади. Радиация камерасининг ҳар бир ён деворида бир қаторли деворга жойлаштирилган труба экранлари жойлашган, уларнинг ҳар бири бир қатор вертикал аланганлар билан нурлантириб турилади. Труба экранлари бир қаторли ва икки қаторли деворга ўрнатиладиган бўлиши мумкин.

Печда аралаш ёнилғи ёқилганлиги сабабли, печда газийғич ўрнатилган, у орқали ёндирилаётган газлар алоҳида турувчи тутн трубасига ўтказилади.

Горелкаларга печнинг бир томонидан хизмат кўрсатилади, ва шу туфайли печнинг умумий фундаментида иккита бир камерали печ ўрнатиш мумкин, улар зина майдончаси билан биргаликда қотирилган ва шу сабабли икки камерали печ яшаш имконияти мавжуд.

СКГ1 типли печнинг конструкцияси қуйидаги расмда келтирилган 2. расм



2. расм СКГ1 типли трубасимон печ:

1 – зина майдончаси; 2 – змеевик; 3 – каркас; 4 – футеровка; 5 – горелкалар.

5.4 Радиация камерасининг соддалаштирилган ҳисоби

Мазкур босқичнинг мақсади: топкадан чиқиб кетаётган ёниш маҳсулотларининг температурасини аниқлаш, ва радиант трубаларсиртининг фактик иссиқлик юқламасини аниқлаш.

Топкадан чиқиб кетаётган ёниш маҳсулотларининг температурасини кетма – кет яқинлашув (итерация усули) усули ёрдамида қуйидаги тенгламадан фойдаланган ҳолда аниқлаймиз:

$$T_n = 100 \cdot \sqrt[4]{\frac{1}{\Psi} \cdot \left[\frac{1}{C_s} \cdot \frac{H_p}{H_s} (q_p - q_{pk}) + \left(\frac{\theta}{100} \right)^4 \right]},$$

бу ерда q_p ва q_{pk} – радиант трубалар сиртининг (фактик) ва эркин конвекция улушига тўғри келувчи иссиқлик, ккал/м²·с;

H_p – радиант трубаларнинг сирти қиздирилиши, м²;

H_p / H_s – печнинг тури ва ёнилғининг ёндирилиш турига боғлиқ бўлган нисбат; уни $H_p / H_s = 3,05$ деб қабул қиламиз;

θ – радиант трубаларнинг ташқи деворининг ўртача температураси, К;

Ψ – эркин алангали топкалар учун коэффицент, $\Psi = 1,2$;

$C_s = 4,96$ ккал/м²·ч·К – абсолют қора жисмнинг нур чиқариш коэффиценти.

Итерация усули билан ҳисоб китоб қилишнинг мазмуни шундаки, биз ёниш маҳсулотлари температураси T_p 1000÷1200 К оралиқда танлаб оламиз ва шу температурада T_p ни аниқловчи тенгламалардан фойдаланиб барча ҳисоб китобларни ўтказамиз. Энди шу кўрсаткичлар бўйича ҳисоб китобларни олиб бориб олдингиси билан солиштирамиз ва керакли қийматга яқинлашгунга қадар ҳисобкитобларни такрорлайверамиз.

Биринчи итерация учун $T_p = 1000$ К деб қабул қиламиз.

Берилган температурада газларнинг ўртача массавий иссиқлик сиғими, кЖ/кг·К:

$$C_{CO_2} = 1,06825; \quad C_{H_2O} = 2,0514;$$

$$C_{O_2}=1,0071; C_{N_2}=1,07915; C_{SO_2}=0,7534.$$

Ёниш махсулотлари $T_p = 1000$ К температурадаги иссиқлик таркиби хисоби:

$$I = (t_n - 273) \cdot \sum m_{CO_2} \cdot C_{CO_2} + m_{H_2O} \cdot C_{H_2O} + m_{O_2} \cdot C_{O_2} + m_{N_2} \cdot C_{N_2} + m_{SO_2} \cdot C_{SO_2};$$

$$I = (1000 - 273) \cdot (3,117 \cdot 1,06825 + 1,17 \cdot 2,0514 + 0,8271 \cdot 1,0071 + 13,6896 \cdot 1,07915 + 0,02 \cdot 0,7534) = 15522,21 \text{ кЖ/кг.}$$

Ёниш махсулотларининг максимал температураси қуйидаги формула ёрдамида аниқланади:

$$T_{\max} = T_0 + \frac{Q_p^H \cdot \eta_m}{\sum m_i \cdot C_i},$$

бу ерда T_0 – ёниш махсулотларининг берилган температураси; $T_0 = 313$ К [2, с.15];

$\eta_T = 0,96$ – топканинг Ф.И.К;

$$T_{\max} = 313 + (42215,504 \cdot 0,96 / (3,117 \cdot 1,06825 + 1,17 \cdot 2,0514 + 0,8271 \cdot 1,0071 + 13,6896 \cdot 1,07915 + 0,02 \cdot 0,7534)) = 2211,12 \text{ К.}$$

Газларнинг $T_{\max}$ температурада ўртача массавий сиғими, кЖ/кг·К:

$$C_{CO_2} = 1,2286; C_{H_2O} = 2,4262;$$

$$C_{O_2} = 1,0958; C_{N_2} = 1,1767; C_{SO_2} = 0,8527.$$

Ёниш махсулотлари $T_{\max}$ температурадаги иссиқлик таркиби хисоби:

$$I_{\max} = (t_{\max} - 273) \cdot \sum (m_i \cdot C_i);$$

$$I_{\max} = (2211,12 - 273) \cdot (3,117 \cdot 1,2286 + 1,17 \cdot 2,4262 + 0,8271 \cdot 1,0958 + 13,6896 \cdot 1,1767 + 0,02 \cdot 0,8527) = 45933,72 \text{ кЖ/кг.}$$

Ёниш махсулотлари Тух температурадаги иссиқлик таркиби ҳисоби:

$$I_{yx.} = q_{yx.} = 5239,4 \text{ кЖ/кг.}$$

Тўғридан тўғри иссиқлик ўтказиш коэффициенти:

$$\mu = \frac{I_{\max} \cdot \eta_m - I}{I_{\max} \cdot \eta_m - I_{yx.}} = \frac{45933,72 \cdot 0,96 - 15522,21}{45933,72 \cdot 0,96 - 5239,4} = 0,7354$$

Радиянт трубалар сиртининг фактик иссиқлик кучланиши:

$$q_p = \frac{Q_{\text{пол.}}}{H_p} \cdot \mu = \frac{93,06 \cdot 10^6 / 4,1868}{730} \cdot 0,7354 = 22391,42,71 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч.}$$

Экраннинг ташқи девори темератураси қуйидаги формула ёрдамида ҳисобланади:

$$\theta = t_{cp} + 273 + \frac{q_p}{\alpha_2} + \frac{q_p \cdot \delta}{\lambda} + \frac{q_p \cdot \delta_{\text{зол.}}}{\lambda_{\text{зол.}}},$$

бу ерда $\alpha_2 = 600 \div 1000 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}$ – девордан қиздирилаётган махсулотга иссиқлик ўтказиш коэффициенти; $\alpha_2 = 800 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К}$ деб қабул қиламиз;

δ – труба деворининг қалинлиги, $\delta = 0,008 \text{ м}$;

$\lambda = 30 \text{ ккал/м} \cdot \text{ч} \cdot \text{К}$ – труба деворининг иссиқлик ўтказувчанлик коэффициенти;

$\delta_{\text{зол.}} / \lambda_{\text{зол.}}$ – зола қолдиқларининг иссиқлик ўтказувчанлик коэффициентига нисбати; суюқ ёнилғи учун $\delta_{\text{зол.}} / \lambda_{\text{зол.}} = 0,002 \text{ м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{К/ккал}$ (2, с.43);

$t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{20 + 440}{2} = 230$ 0С – қиздирилайтган махсулотнинг ўртача температураси;

$$\theta = 240 + 273 + \frac{22391,42}{800} + \frac{22391,42 \cdot 0,008}{30} + 22391,42 \cdot 0,002 = 592 \text{ К.}$$

Эркин конвекция улушига тўғри келувчи радиант трубалар сиртининг иссиқлик кучланиши:

$$q_{p.k.} = 1,8 \cdot \sqrt[4]{\epsilon_n - \theta} \cdot (\epsilon_n - \theta);$$

$$q_{p.k.} = 1,8 \cdot \sqrt[4]{1000 - 592} \cdot 1000 - 592 = 3000,4 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{ч.}$$

Топкани тарк этаётган ёниш махсулотларининг температураси:

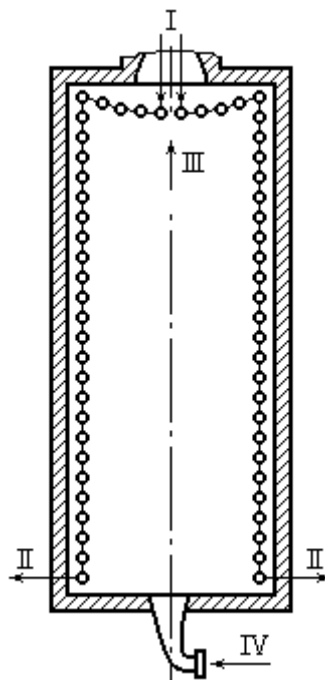
$$T_n = 100 \cdot \sqrt[4]{\frac{1}{1,2} \cdot \left[\frac{1}{4,96} \cdot 3,05 \cdot 22391,42 - 3179,74 + \left(\frac{592}{100} \right)^4 \right]} = 1020 \text{ К.}$$

Бундан кўришиб турибдики, хисоб китоб қилинган T_n бизга керакли температура билан мос келмаяпти, демак хисоб китобларни қайтадан ўтказамиз ва температурани $T_n = 1020 \text{ К}$ деб оламиз.

Радияция камерасида махсулотга узатилган иссиқлик миқдорини хисоблаймиз:

$$Q_p = Q_p^H \cdot \eta_m - q_{t_n} \cdot B;$$

$$Q_p = 42215,504 \cdot 0,96 - 16638,2 \cdot 2688,3 = 64,22 \cdot 10^6 \text{ кЖ/с.}$$



3. расм Трубасимон печ радиация камерасининг схемаси:

I – хом - ашё (кириш); II – хом - ашё (чиқиш); III – ёнилғининг ёниш маҳсулотлари; IV – ёнилғи ва хаво.

Хулоса: 1) топкани тарк этаётган ёниш маҳсулотларининг температурасини кетма –кет яқинлашиш усули билан ҳисоблаб чиқдик, унинг қиймати; $T_p = 1045,81 \text{ K}$;

2) бунда радиант трубалар сиртининг фактик иссиқлик кучланиши $q_p = 24798,7 \text{ ккал/м}^2\cdot\text{с}$ ни ташкил этди;

5.5 Печ трубалари диаметрининг ҳисоби

Босқичнинг мақсади: ҳисоб китоблар натижасида трубаларнинг стандарт ўлчамларини аниқлаш (диаметр, қалинлик ва қадам).

Қиздирилаётган маҳсулотнинг сифимли сарфи қуйидаги формула ёрдамида ҳисобланади:

$$V = \frac{G_c \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot \rho_t},$$

бу ерда G_c – печнинг хом – ашё бўйича маҳсулдорлиги, т/сут.;

ρ_t – маҳсулотнинг ўртача температурадаги зичлиги, кг/м^3 ;

$$\rho_t = \rho_4^{20} - \alpha \cdot (t_{cp} - 20) \cdot 1000,$$

бу ерда α - температура тузутилиши;

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20} = 0,00128 - 0,00132 \cdot 0,9 = 0,00064,$$

$$\rho_t = 0,87 - 0,00064 \cdot (230 - 20) \cdot 1000 = 759,2 \text{ кг/м}^3.$$

Ўрнига қўйиб топамиз:

$$V = \frac{3287,67 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 759,2} = 0,058 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Трубанинг кўндаланг кесим юзаси қуйидаги тенглама ёрдамида аниқланади:

$$S = \frac{V}{n \cdot W} = \frac{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2}{4},$$

бу ерда $n = 2$ – оқимлар сони;

W – маҳсулотнинг рухсат этилган чизиқли тезлиги, $W = 2 \text{ м/с}$;

$d_{\text{вн}}$ – ҳисобланаётган трубанинг ички диаметр, м.

Тенгламадан қуйидагини топиб оламиз:

$$d_{\text{вн}} = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{n \cdot \pi \cdot W}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,05}{2 \cdot 3,14 \cdot 2}} = 0,136 \text{ м}.$$

Стандарт қийматлардан труба диаметрини танлаб оламиз $d_{\text{вн}} = 0,152 \text{ м}$.

Печ трубалари ва фитингларининг характеристикаси 4 - жадвал.

Труба диаметри, м	Труба деворининг қалинлиги, м	Труба ўқлари орасидаги қақдам, м	
		Фитингла р	Ретурбентл ар
0,152	0,008	0,275	0,301

Қиздирилаётган маҳсулотнинг фактик чизиқли тезлигини аниқлаймиз:

$$W = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot n \cdot d_{\text{вн}}^2} = \frac{4 \cdot 0,058}{3,14 \cdot 2 \cdot 0,152^2} = 1,6 \text{ м/с}.$$

5.6 Конвекцион камера хисоби

Босқич мақсади: конвекцион трубалар сиртининг хисоби ва конвекцион камера ишининг самарадорлигини таҳлил қилиш.

Конвекционных трубалар сирти қуйидаги тенглама ёрдамида аниқланади:

$$H_k = \frac{Q_k}{K \cdot \Delta t_{cp}},$$

бу ерда Q_k – конвекцион трубалар қабул қилган иссиқлик миқдори;

K – тутун газларининг қиздирилаётган маҳсулотга иссиқлик узатиш коэффициенти;

Δt_{cp} – температураларнинг ўртача фарқи.

$$Q_k = Q_{пол.} - Q_p = 93,06 \cdot 10^6 - 64,22 \cdot 10^6 = 28,84 \cdot 10^6 \text{ кЖ/с.}$$

Температураларнинг ўртача фарқи қуйидаги формула ёрдамида аниқланади:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m}},$$

бу ерда $\Delta t_{\delta} = (t_n - t_k)$, $\Delta t_m = (t_{yx.} - t_1)$ – мос равишда энг катта ва энг кичик температуралар фарқи;

t_k – конвекцион камера чиқишидаги маҳсулот температураси, у қуйидагича аниқланади:

$$a \cdot t_k^2 + b \cdot t_k - c = 0,$$

бу ерда $a = 0,000405$; $b = 0,403$; c – тенглама коэффициентлари.

c коэффициенти қуйидагича аниқланади:

$$c = \frac{q_{t_k} \cdot \sqrt{0,9952 \cdot \rho_4^{20} + 0,00806}}{4,1868},$$

бу ерда q_{t_k} – теплосодержание продукта при температуре t_k :

$$q_{t_k} = q_{t_1} + \frac{Q_k \cdot 24}{G_c \cdot 1000} = 260,877 + \frac{28,84 \cdot 10^6 \cdot 24}{3800 \cdot 1000} = 443,024 \text{ кЖ/кг};$$

$$c = \frac{471,445 \cdot \sqrt{0,9952 \cdot 0,87 + 0,00806}}{4,1868} = 107,05.$$

Квадрат тенглама ечимини фақат битта илдиз қаноатлантирадичунки манфий қийматга эга бўлган иккинчи илдиз маънога эга эмас:

$$t_{k_1} = \frac{-b + \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a} = \frac{-0,403 + \sqrt{0,403^2 - 4 \cdot 0,000405 \cdot (-107,05)}}{2 \cdot 0,000405} = 218 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температуралар фарқининг энг катта ва энг кичик қийматларини аниқлаймиз:

$$\Delta t_{\delta} = (045,81 - 273) - 218 = 554,81 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\mathcal{M}} = 480 - 350 = 130 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{cp} = \frac{554,81 - 130}{2,3 \cdot \lg \frac{554,81}{130}} = 292,85 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Конвекцион камерадаги иссиқлик узатилиш коэффиценти қуйидаги тенглама ёрдамида аниқланади:

$$K = \alpha_1 = 1,1 \cdot \alpha_k + \alpha_p,$$

бу ерда α_1 , α_k , α_p – газдан, конвекциядан ва уч атомли газларнинг нурланишидан деворга узатилаётган иссиқлик узатилиш коэффицентлари.

α_p ни Нельсоннинг эмпирик тенграмаси ёрдамида аниқлаймиз:

$$\alpha_p = 0,0256 \cdot (t_{cp} - 273)^{-2,33},$$

бу ерда t_{cp} – конвекцион камерадаги тутун газларининг ўртача температураси:

$$t_{cp} = \frac{T_n - T_{yx.}}{2,3 \cdot \lg \frac{T_n}{T_{yx.}}} = \frac{1045,81 - 533}{2,3 \cdot \lg \frac{1045,81}{533}} = 761,4 \text{ К};$$

$$\alpha_p = 0,0256 \cdot (761,4 - 273)^{-2,33} = 10,1716 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град.}$$

α_k қуйидагича аниқланади:

$$\alpha_k = 0,35 \cdot E \cdot \frac{U^{0,6}}{d^{0,4}},$$

бу ерда E – топка газлари хусусиятларига боғлиқ бўлган коэффициент,
 $E = 21,248$;

d – трубаларнинг ташқи диаметри:

$$d = d_{\text{вн}} + 2 \cdot \delta = 0,152 + 2 \cdot 0,008 = 0,168 \text{ м};$$

U – қуйидаги формула ёрдамида аниқланувчи, газлар силжишининг массавий тезлиги:

$$U = \frac{B \cdot G}{3600 \cdot f},$$

бу ерда B – ёнилғининг соатба сарфи, кг/с;

G – 1 кг ёнилғининг ёнишидан хосил бўлувчи ёниш маҳсулотларининг миқдори, кг/кг;

f – конвекцион камерадаги тутун газлари ўтишининг эркин кесими:

$$f = [\pi - 1] \cdot S_1 + 2 \cdot a - n \cdot d \cdot l_p,$$

бу ерда $n = 2$ – бир горизонтал қатордаги трубалар сони;

S_1 – шу трубалар ўқлари орасида масофа; $S_1 = 0,275$ м;

l_p – конвекцион трубаларнинг ишчи узунлиги; $l_p = 18$ м;

a – конвекцион камера ўлчами:

$$a = \frac{S_1}{2} = \frac{0,275}{2} = 0,1375 \text{ м.}$$

$$f = [\pi - 1] \cdot 0,275 + 2 \cdot 0,1375 - 2 \cdot 0,168 \cdot 18 = 3,852 \text{ м}^2.$$

Газлар силжишининг массавий тезлигини ҳисоблаймиз:

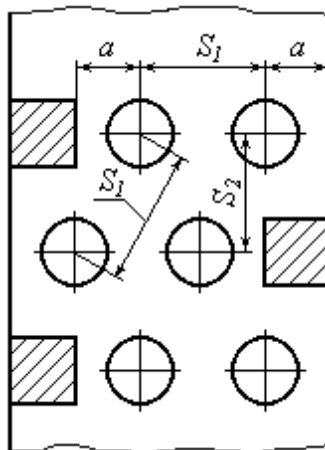
$$U = \frac{2688,3 \cdot 18,825}{3600 \cdot 3,852} = 4,218 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с.}$$

Конвекция ёрдамида узатилаётган иссиқлик узатилиш коэффициентини:

$$\alpha_k = 0,35 \cdot 21,248 \cdot \frac{4,218^{0,6}}{0,168^{0,4}} = 36,002 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град.}$$

Тутун газлари ёрдамида қиздирилаётган маҳсулотга узатилаётган иссиқлик узатилиш коэффициентини:

$$K = 1,1 \cdot 36,002 + 10,1716 = 50,791 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град.}$$



4.расм. Жойлашув схемаси

Шундай қилиб конвекцион трубалар сирти:

$$H_{\kappa} = \frac{33,34 \cdot 10^6}{50,791 \cdot 292,85 \cdot 3,6} = 622,63 \text{ м}^2.$$

Конвекцион камерадаги трубалар сонини аниқлаймиз:

$$N_{\kappa} = \frac{H_{\kappa}}{\pi \cdot d \cdot l_p} = \frac{622,63}{3,14 \cdot 0,168 \cdot 18} = 65,54 \approx 66 \text{ дона.}$$

Вертикал жойлашган трубалар сони:

$$m = \frac{N_{\kappa}}{n} = \frac{66}{2} = 33 \text{ шт.}$$

Конвекцион камерадаги трубалар жамланмасининг баландлиги куйидаги формула ёрдамида аниқланади:

$$h_{\kappa} = (n - 1) \cdot S_2, \text{ конвекцион камерадаги трубалар сони.}$$

бу ерда S_2 – трубаларнинг горизонтал қаторлари орасидаги масофа:

$$S_2 = S_1 \cdot \sqrt{0,75} = 0,275 \cdot \sqrt{0,75} = 0,238 \text{ м;}$$

$$h_{\kappa} = (33 - 1) \cdot 0,238 = 7,62 \text{ м.}$$

Конвекцион трубаларинг ўртача иссиқлик кучланишини ҳисоблаймиз:

$$Q_{\text{нк}} = \frac{Q_{\kappa}}{H_{\kappa}} = \frac{28,84 \cdot 10^6}{622,63 \cdot 3,6} = 12854,2 \text{ Вт/м}^2.$$

5.7 Трубасимон печ змеевигининг гидравлик хисоби

Босқич мақсади: печ змеевигининг умумий гидравлик қаршилигини аниқлаш ёки змеевик киришидаги хом ашёнинг босимини аниқлаш.

Печнинг змеевиги киришидаги хом ашёнинг босимини қуйидагиларнинг йиғиндисидан ташкил топган:

$$P_0 = P_k + \Delta P_u + \Delta P_n + \Delta P_k + \Delta P_{ст.},$$

бу ерда P_k , ΔP_u , ΔP_n , ΔP_k , $\Delta P_{ст.}$ – хом – змеевик чиқишидаги хом ашёнинг босими, парланиш майдонидаги, радиант трубалар қиздирилиши майдонидаги, конвекцион трубалардаги босимнинг йўқолиши, статистик босим.

P_k нинг қиймати бошланғич маълумотлардан маълум:

$$P_k = P_{вых.} = 1,5 \text{ ата} = 1,5 \cdot 10^5 \text{ Па} = 0,15 \text{ МПа}.$$

Қолган йиғиндиларни ҳисоблаб чиқиш зарур.

Ҳисоб китобни парланиш майдонидаги йўқотишларни ҳисоблашдан бошлаймиз:

$$\Delta P_u = P_n - P_k,$$

бу ерда P_n – парланиш мадони бошидаги босим, бу босим ўз ўрнида Бакланов тенгламасидан фойдаланган ҳолда итерация усули билан аниқланади:

$$P_n = \sqrt{P_k^2 + A \cdot l_u \cdot P_k + B \cdot l_u^2},$$

бу ерда A ва B – ҳисоб коэффициентлари.

$$A = \frac{0,815 \cdot \lambda \cdot L_1^2}{\rho_{t_{cp}}^{жс} \cdot d_{вн}^5}; \quad B = 9,18 \cdot A \cdot \frac{e \cdot \rho_{t_{cp}}^{жс}}{l_u \cdot \rho_n},$$

бу ерда λ , L_1 , $\rho_{t_{cp}}^{жс}$, $d_{вн}$, e , ρ_n – гидравлик қаршилик коэффиценти (атмосферали печлар учун $\lambda = 0,02 \div 0,024$ [2, 56бет]), битта оқим бўйича хом – ашёнинг секундли сарфи, парланиш майдонидаги ўртача температурадаги хом – ашё зичлиги $t_{ср.и.}$, трубаларнинг ички диаметри, змеевик чиқишидаги хом – ашёнинг хайдаш улуши, 9,1 Па босимда парларнинг ўртача зичлиги (нефтниңг $1/\rho_n = 3500$ га қиздирилишида);

$$L_1 = \frac{G_c \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot n} = \frac{3800 \cdot 1000}{24 \cdot 3600 \cdot 2} = 21,99 \text{ кг/с};$$

l_u – парланиш майдони узунлиги:

$$l_u = \frac{q_{t_2}^{сМ} - q_{t_n}}{q_{t_2}^{сМ} - q_{t_k}} \cdot l_{рад.},$$

бу ерда $q_{t_2}^{сМ}$, q_{t_k} , q_{t_n} – змеевик чиқишидаги парсуюқликли аралашманиң, конвекция камераси чиқишидаги хом – ашёнинг, бошланғич парланиш температурасидаги t_n хом - ашёнинг иссиқлик таркиби,;

$$q_{t_2}^{сМ} = q_{350}^{сМ} = e \cdot q_{350}^n + (1 - e) \cdot q_{350}^{жс},$$

$$q_{350}^{сМ} = 0,38 \cdot 1104,315 + (1 - 0,38) \cdot 839,703 = 940,26 \text{ кЖ/кг};$$

$l_{рад.}$ – радиант трубаларинг эквивалент узунлиги:

$$l_{rad.} = n_p \cdot l_p + (n_p - 1) \cdot l_э,$$

бу ерда l_p – битта трубанинг ишчи узунлиги; $l_p = 18$ м;

$l_э$ – печ эгизагининг (ретурбентнинг) эквивалент узунлиги, у трубанинг ташқи диаметрига боғлиқ d :

$$l_э = 30 \cdot d = 30 \cdot 0,168 = 5,04 \text{ м};$$

n_p – битта оқимга тўғри келувчи радиант трубалар сони:

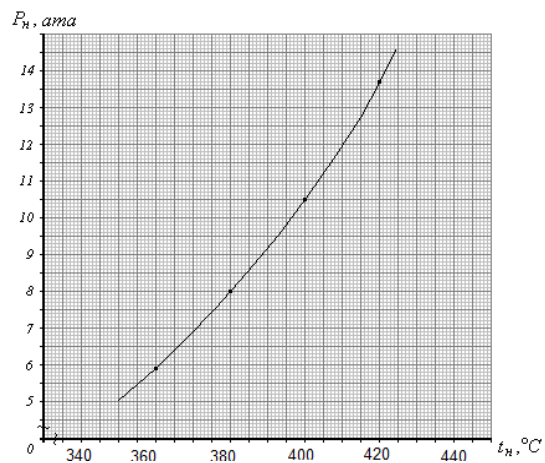
$$n_p = \frac{N_p}{n},$$

бу ерда $n = 2$ – оқимлар сони;

N_p – общее число радиантных труб:

$$N_p = \frac{H_p}{\pi \cdot d \cdot l_p} = \frac{730}{3,14 \cdot 0,168 \cdot 18} = 76,8 \approx 77 \text{ дона.};$$

$$n_p = \frac{77}{2} = 38,5 \approx 39 \text{ дона.};$$



5.расм. $P_n = f(t_n)$, боғлиқлик графиги.

$$l_{pad.} = 39 \cdot 18 + (39 - 1) \cdot 5,04 = 893,52 \text{ м.}$$

Бошланғич парланиш майдонидаги босим P_n ни итерация усули билан хисоблашни бошлаймиз.

Тахминан P_n учун $P_n = 8 \text{ ата} = 0,8 \text{ МПа} = f(t_n)$ қиймат танлаб оламиз ва бу босимга мос келувчи бошланғич температурани t_n ни $t_n = 380 \text{ }^\circ\text{C}$ деб қабул қиламиз.

Махсулотнинг парланишини бошланғич температурасининг иссиқлик таркиби:

$$q_{t_n} = \left(\frac{0,403 \cdot 260 + 0,000405 \cdot 260^2}{\sqrt{0,9952 \cdot 0,9 + 0,00806}} \right) \cdot 4,1868 = 612,255 \text{ кЖ/кг.}$$

Парланиш майдонининг узунлиги:

$$l_u = \frac{940,26 - 612,255}{940,26 - 471,445} \cdot 893,52 = 625,15 \text{ м.}$$

Махсулотнинг парланиш майдонидаги ўртача температураси:

$$t_{cp.и.} = \frac{t_n + t_2}{2} = \frac{340 + 350}{2} = 345 \text{ }^\circ\text{C.}$$

Ушбу температурада унинг зичлиги:

$$\rho_{t_{cp}}^{жс} = 0,87 - 0,00064 \cdot 345 - 20 \cdot 1000 = 717,6 \text{ кг/м}^3.$$

Хисоб китоб коэффициентлари:

$$A = \frac{0,815 \cdot 0,024 \cdot 21,99^2}{717,6 \cdot 0,152^5} = 162,45 ;$$

$$B = 9,18 \cdot 162,45 \cdot \frac{0,38 \cdot 717,6 \cdot 3500}{625,15} = 2,43 \cdot 10^6 .$$

Парланиш майдони бошидаги босим:

$$P_n = \sqrt{(1,5 \cdot 10^5)^2 + 162,45 \cdot 625,15 \cdot 1,5 \cdot 10^5 + 2,43 \cdot 10^6 \cdot 625,15^2} = \\ = 0,994 \cdot 10^6 \text{ Па} = 0,994 \text{ МПа.}$$

Хисобланган P_n олдиндан қабул қилинган қиймат билан мос келмаганлиги сабабли хисоб китобни бошқатдан $P_n = 0,994 \text{ МПа} = 9,94$ ата қиймат учун ўтказамиз.

Энди парланиш майдонидаги босим йўқотилишини хисоблаб олишимиз мумкин:

$$\Delta P_u = P_n - P_k = 0,978 - 0,15 = 0,828 \text{ МПа.}$$

Қуйида радиант трубаларнинг қиздирилиш участкасидаги босим йўқотилишини хисоблаб чиқамиз:

$$\Delta P_n = \lambda_2 \cdot \frac{l_n}{d_{вн}} \cdot \frac{U^2}{2 \cdot \rho_{ж}},$$

бу ерда λ_2 –қиздирилиш участкаси учун гидравлик қаршилик коэффиценти; уни $\lambda_2 = 0,033$ деб қабул қиламиз;

l_n – битта оқим бўйлаб радиант трубаларнинг қиздирилиш участкасининг эквивалент:

$$l_n = l_{рад.} - l_u = 893,52 - 604,71 = 288,81 \text{ м;}$$

$\rho_{ж}$ – ($t_{ср.}$) ўртача температурада махсулотнинг радиант трубаларнинг қиздирилиш участкасидаги зичлиги:

$$t_{ср} = \frac{t_k + t_n}{2} = \frac{217,9 + 275}{2} = 246,45 \text{ } ^\circ\text{C;}$$

$$\rho_{ж} = 0,9 - 0,00064 \cdot (246,45 - 20) : 1000 = 755,07 \text{ кг/м}^3;$$

U – битта оқим учун конвекцион трубаларда ва радиацион рубалардаги махсулотнинг массавий тезлиги (агар уларнинг сони бир хил бўлса):

$$U = \frac{4 \cdot L_1}{n \cdot \pi \cdot d_{BH}^2} = \frac{4 \cdot 21,99}{2 \cdot 3,14 \cdot 0,152^2} = 605,924 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с};$$

$$\Delta P_H = 0,033 \cdot \frac{288,81}{0,152} \cdot \frac{605,924^2}{2 \cdot 755,07} = 0,0152 \cdot 10^6 \text{ Па} = 0,0152 \text{ МПа.}$$

Конвекцион трубалардаги битта оқим учун босим йўқотишларини хисоблаймих:

$$\Delta P_K = \lambda_2 \cdot \frac{l_K}{d_{BH}} \cdot \frac{U_K^2}{2 \cdot \rho_{ж}},$$

бу ерда U_K – конвекцион трубалардаги махсулотнинг массавий тезлиги:

$$U_K = U = 605,924 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с};$$

$\rho_{ж}$ – конвекцион трубаларда махсулотнинг ўртача температурадаги зичлиги:

$$t_{cp} = \frac{t_1 + t_K}{2} = \frac{130 + 217,9}{2} = 173,95 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\rho_{ж} = 0,87 - 0,00064 \cdot 173,95 - 20 \cdot 1000 = 801,472 \text{ кг/м}^3;$$

l_K – конвекцион трубаларнинг эквивалент узунлиги:

$$l_K = n_K \cdot l_p + (n_K - 1) \cdot l_3,$$

бу ерда n_K – битта оқимдаги конвекцион трубалар сони:

$$n_K = \frac{N_K}{n} = \frac{66}{2} = 33 \text{ шт.};$$

$$l_K = 33 \cdot 18 + (33 - 1) \cdot 5,04 = 755,28 \text{ м};$$

$$\Delta P_K = 0,033 \cdot \frac{755,28}{0,152} \cdot \frac{605,924^2}{2 \cdot 801,472} = 0,0376 \cdot 10^6 \text{ Па} = 0,0376 \text{ МПа.}$$

Печ змеевигидаги статик босим қуйидаги формула ёрдамида хисобланади:

$$\Delta P_{cm} = \rho_m + h_k \cdot \rho_{жс} \cdot g,$$

бу ерда h_r – радиацион камера баландлиги:

$$h_m = \rho_p - 1 \cdot S_1 + 0,5 \cdot S_1 + 2 \cdot 0,25,$$

$$h_m = 9 - 1 \cdot 0,275 + 0,5 \cdot 0,275 + 2 \cdot 0,25 = 11,09 \text{ м};$$

h_k – конвекцион камера баландлиги: $h_k = 7,616 \text{ м};$

$\rho_{жс}$ – махсулотнинг ўртача температурадига зичлиги:

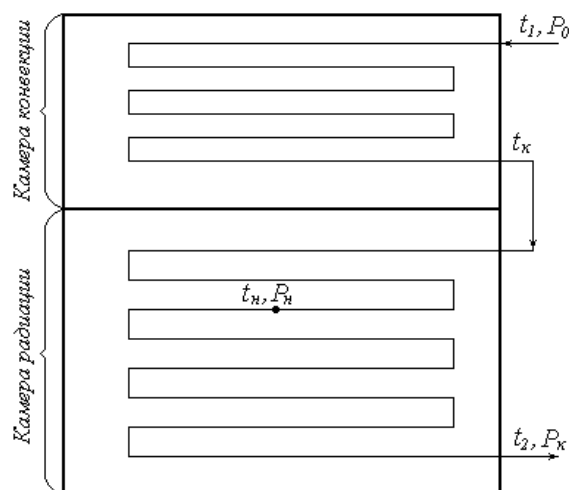
$$t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{130 + 350}{2} = 240 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$\rho_{жс} = 9 - 0,00064 \cdot (40 - 20) \cdot 1000 = 759,2 \text{ кг/м}^3;$$

$$\Delta P_{cm} = (1,09 + 7,616) \cdot 759,2 \cdot 9,8 = 0,1392 \cdot 10^6 \text{ Па} = 0,1392 \text{ МПа}.$$

Олинган натижаларни ўрнига қўйиб чечнинг киришидаги хом – ашё босимини аниқлаб оламиз:

$$P_0 = 0,15 + 0,828 + 0,0152 + 0,0376 + 0,1392 = 1,17 \text{ МПа}.$$



6. расм. Трубасимон печ змеевигини гидравлик хисоби учун схема.

5.8 Тутун трубасининг соддалаштирилган аэродинамик хисоби

Босқичнинг мақсади: тутун трубасининг стандарт баландлиги ва диаметрини аниқлаш.

Бутун газ тарктларининг умумий қаршилиги қуйидагича аниқланади:

$$\Delta P_{\text{общ.}} = \Delta P_p + \Delta P_k + \Delta P_{\text{м.с.}} + \Delta P_{\text{тр.}},$$

бу ерда ΔP_p , ΔP_k – топка камерасидаги кучсизланиш ва конвекцион камерадаги босимнинг йўқотилиши; уларни $\Delta P_p = 40$ Па [1, с.487], $\Delta P_k = 80$ Па деб қабул қиламиз;

$\Delta P_{\text{м.с.}}$ – газюрғичдаги маҳаллий қаршиликларни енгиш учун кетган босим йўқотилиши;

$\Delta P_{\text{тр.}}$ – тутун трубасидаги ишқаланишга кетган босим йўқотилиши.

$$\Delta P_{\text{м.с.}} = \sum \xi_i \cdot \frac{W^2}{2} \cdot \rho_{\text{т.х}},$$

бу ерда $\sum \xi_i$ – маҳаллий қаршилиқ коэффициентларининг йиғиндиси; уни $\sum \xi_i = 4,06$ деб қабул қиламиз [2, с.23];

W – ёниш маҳсулотларининг чизиқли тезлиги; уни $W = 8$ м/с деб қабул қиламиз;

$\rho_{\text{т.х}}$ – $T_{\text{ух}}$ температурада ёниш маҳсулотларининг зичлиги.

Нормал шароитларда ёниш маҳсулотларининг зичлиги қуйидагига тенг бўлади:

$$\rho_0 = \frac{\sum m_i}{\sum V_i},$$

Бу ерда $\sum m_i$ – 1 кг ёнилғига мос келадиган ёниш маҳсулотлари массаларининг йиғиндиси;

$\sum V_i$ – 1 кг ёнилғига мос келадиган ёниш маҳсулотларининг сифимли миқдори:

$$\sum V_i = 22,4 \cdot \left(\frac{m_{CO_2}}{M_{CO_2}} + \frac{m_{H_2O}}{M_{H_2O}} + \frac{m_{O_2}}{M_{O_2}} + \frac{m_{N_2}}{M_{N_2}} + \frac{m_{SO_2}}{M_{SO_2}} \right),$$

бу ерда m_i , M_i – ёниш маҳсулотлари газ компонентларининг массаси ва молекуляр массалари;

$$\sum V_i = 22,4 \cdot \left(\frac{3,117}{44} + \frac{1,17}{18} + \frac{0,8271}{32} + \frac{13,6896}{28} + \frac{0,02}{64} \right) = 14,58 \text{ м}^3/\text{кг};$$

$$\rho_0 = \frac{18,825}{14,58} = 1,2912 \text{ кг/м}^3.$$

$T_{yx} = 533 \text{ К}$ температурада ёниш маҳсулотларининг зичлиги.:

$$\rho_{t_{yx}} = \frac{\rho_0 \cdot 273}{T_{yx}} = \frac{1,2912 \cdot 273}{533} = 0,6613 \text{ кг/м}^3.$$

Демак, газ юргичдаги маҳаллий қаршиликларни енгиш учун келадиган босим йўқотилиши қуйидагини ташкил этади:

$$\Delta P_{м.с.} = 4,06 \cdot \frac{8^2}{2} \cdot 0,6613 = 85,92 \text{ Па.}$$

Тутун трубасидаги ишқаланишга келадиган босим йўқотилиши қуйидаги формула ёрдамида аниқланади:

$$\Delta P_{тр.} = \Delta P'_{тр.} + \Delta P''_{тр.},$$

бу ерда $\Delta P'_{тр.}$, $\Delta P''_{тр.}$ – трубанинг кириш ва чиқишидаги босим йўқотишлари, тутун трубасида газларнинг ҳаракатланишининг ишқаланишидан йўқотилаётган босим йўқотилиши.

$$\Delta P'_{mp.} = \zeta_{вх.} + \zeta_{вых.} \cdot \frac{W^2}{2} \rho_{cp.m.},$$

бу ерда $\zeta_{вх.}$, $\zeta_{вых.}$ – трубанинг кириш ва чиқишидаги маҳалий қаршилиқлар коэффициентларини ($\zeta_{вх.} + \zeta_{вых.}$) = 1,3 деб қабул қиламиз;

$\rho_{cp.m.}$ – $T_{cp.m.}$ ўртача температурада трубадаги газларнинг зичлиги:

$$T_{cp.m.} = \frac{T_{yx.} + T_{вых.}}{2},$$

бу ерда $T_{вых.}$ – ёниш маҳсулотлари тутун трубадаги чиқишидаги температураси:

$$T_{вых.} = T_{yx.} - 25,0 = 533 - 25,0 = 508 \text{ К};$$

$$T_{cp.m.} = \frac{533 + 508}{2} = 520,5 \text{ К};$$

$$\rho_{cp.m.} = \frac{\rho_0 \cdot 273}{T_{cp.m.}} = \frac{1,2912 \cdot 273}{520,5} = 0,6772 \text{ кг/м}^3;$$

$$\Delta P'_{mp.} = 1,3 \cdot \frac{8^2}{2} \cdot 0,6772 = 28,17 \text{ Па.}$$

Газларнинг тутун трубада бўйлаб ҳаракатланишидаги босимнинг йўқотилиши:

$$\Delta P''_{mp.} = \lambda_3 \cdot \frac{h}{D} \cdot \frac{W^2}{2} \cdot \rho_{cp.m.},$$

бу ерда λ_3 , h , D – тутун трубадаги гидравлик қаршилиқ коэффициенти, тутун трубадаги баландлиги ва диаметри.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{n_T \cdot \pi \cdot W}},$$

бу ерда n_T – тутун трубаларининг сони; $n_T = 1$ деб қабул қиламиз;

V – T_{yx} температурада ёниш маҳсулотларининг сифимли сарфи:

$$V = \frac{B \cdot \sum m_i}{3600 \cdot \rho_{t_{yx}}} = \frac{3107,46 \cdot 18,825}{3600 \cdot 0,6613} = 24,572 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 24,572}{1 \cdot 3,14 \cdot 8}} = 1,98 \text{ м.}$$

Тутун трубасининг энг яқин стандарт диаметрини танлаб оламиз: $D = 2,0 \text{ м}$

Тутун трубасидаги гидравлик қаршилик коэффиценти λ_3 ни Якимовнинг қуйидаги формуласи ёрдамида аниқланади:

$$\lambda_3 = \frac{0,025}{\sqrt[3]{D}} = \frac{0,025}{\sqrt[3]{2,0}} = 0,01984$$

Тутун трубасининг баландлиги итерация усули ёрдамида қуйидаги тенглама ёрдамида аниқланади:

$$h = \frac{\Delta P_{\text{общ.}}}{g \cdot \left(\frac{\rho_v \cdot 273}{T_v} - \rho_{\text{ср.м.}} \right)},$$

бу ерда ρ_v , T_v – атрофдаги ҳавонинг температураси ва зичлиги; $\rho_v = 1,293 \text{ кг/м}^3$, $T_v = 303 \text{ К}$ деб қабул қиламиз.

Тахминан трубанинг баландлигини $h = 30 \text{ м}$ деб қабул қиламиз.

Бунда тутун трубаси бўйлаб ҳаракатланаётган газларнинг ишқаланишига йўқотилаётган босим қуйидагига тенг бўлади:

$$\Delta P_{mp.}^{//} = 0,01984 \cdot \frac{30}{2,0} \cdot \frac{8^2}{2} \cdot 0,6772 = 6,45 \text{ Па.}$$

Тутун трубасидаги ишқаланишдан йўқотилаётган умумий босим:

$$\Delta P_{mp.} = 28,17 + 6,45 = 34,62 \text{ Па.}$$

Барча газ трактларининг умумий қаршилиги:

$$\Delta P_{общ.} = 40 + 80 + 85,92 + 34,62 = 240,54 \text{ Па.}$$

Тутун трубасининг ҳисобланган баландлиги:

$$h = \frac{240,54}{9,8 \cdot \left(\frac{1,293 \cdot 273}{303} - 0,6772 \right)} = 50,32 \text{ м.}$$

Ҳисобланган баландлик тахминий олинган кўрсаткич билан мос келмаяпти демак ҳисобни $h = 50,32$ м баландлик учун бошқатдан ўтказамиз.

Ҳисоб натижаларини жадвал кўринишида келтирамиз.

Ҳисобланган баландлик. 6 - жадвал

Итерация №	$h_{зад.}$, м	$\Delta P_{mp.}^{//}$, Па	$\Delta P_{mp.}$, Па	$\Delta P_{общ.}$, Па	$h_{расч.}$, м
2	50,32	10,82	39,00	244,92	51,24
3	51,24	11,02	39,19	245,10	51,27

Хулоса ўрнида шуни айтиш мумкинки биз ҳисоблаб чиққан печнинг барча босқичлар бўйича кўрсаткичлари кутилган натижани беради ва махсулдорлиги баланд кўрсаткичларни ташкил қилади.

Фойдаланилган адабиётлар рўйхати

1. Адельсон С.В. Технологический расчет и конструктивное оформление нефтезаводских печей. - М.-Л.: Гостоптехиздат, 1952.
2. Адельсон С.В. Процессы и аппараты нефтепереработки и нефтехимии. М.: Гостоптехиздат, 1963.
3. Алексеев Г.Н. Общая теплотехника: Учеб. пособие. М.: Высш. школа, 1980. - 552 с.
4. Амиров Я.С., Галеев Р.Г., Абызгильдин А.Ю. Безопасность жизнедеятельности, Кн. 4. Ч.Ш. Идентификация надежности и работоспособности топочно-нагревательных агрегатов. Методы расчета. - Уфа, 1999. - 288 с.
5. Глинков М.А. Основы общей теории печей. - М.: Металлургия, 1962. - 576 с.
6. Исламов М.Ш. Печи химической промышленности. 2-е изд., пер. и доп. - М.: Химия, 1975. - 432 с.
7. Казанцев Е.И. Промышленные печи. М.: Металлургия, 1964. - 447 с.
8. Танатаров М.А., Ахметшина М.Н., Фасхутдинов Р.А. и др. Технологические расчеты установок переработки нефти: Учеб. пособие для вузов.- М.: Химия, 1987. - 352 с.
9. Тимонин А.С. Основы конструирования и расчета технологического и природоохранного оборудования: Справочник. Т.2. - Калуга: Изд-во Н.Бочкаревой, 2001. - 88 с.
10. Трубчатые печи: Каталог. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1990. -30 с.