

ҚАЗАҚСТАН РЕСПУБЛИКАСЫ
БІЛІМ ЖӘНЕ ҒЫЛЫМ МИНИСТРЛІГІ

К.И. Сәтбаев атындағы
Қазақ ұлттық техникалық университеті

Б.Қ. Мустахимов

**ХИМИЯ ӨНДІРІСІНІҢ ҮДЕРІСТЕРІ ЖӘНЕ
АППАРАТТАРЫНЫҢ НЕГІЗІ**

Университеттің Ғылыми-әдістемелік кеңесі
оқу құралы ретінде ұсынған

Алматы 2013

ӘОЖ 66.0 (075.8)
ББК 65.304.17 я 73
М 86

М 86 Мустахимов Б.Қ. Химия өндірісінің негізгі үдерістері және аппараттары: Оқу құралы. – Алматы: ҚазҰТУ, 2013. – 275 б.
Сурет 42. Кесте 23. Библиогр. – 14 атау.
ISBN 978-601-228-537-6

Автордың бұл оқу құралы 2004 жылы шыққан «Химия технологиясының үдерістері мен аппараттары» деген оқу құралының негізінде құрастырылды. «Химия өндірісінің негізгі үдерістері және аппараттары» пәнінің жалпы курсың қамтиды және химия өндірістерінде және салалас өндіріс орындарында қолданылатын гидромеханикалық, жылуалмасу және массаалмасу үдерістерін оқып үйренуге арналған.

Әрбір бөлімнің басында сәйкес теориялар және жеке дара шешуге берілетін нұсқалары бар есептеу мысалдары берілген. Сонымен бірге жүргізілетін зертханалық жұмыстардың есептелу жолдары көрсетілген.

Оқу құралы жоғары оқу орнының химиялық технология мамандықтарында оқитын студенттерге арналған.

ӘОЖ 66.0 (075.8)
ББК 65.304.17 я 73

Пікір жазғандар:

Мамытбеков Г.К., хим.ғыл.док., профессор, «Қазатомпром»

Нұрғалиева Г.О., хим.ғыл.док., профессор, Ө.Б. Бектұров атындағы ХФИ

Шаутенов М.Р., техн.ғыл.канд. доцент, ҚазҰТУ

Қазақстан Республикасы Білім және ғылым министрлігінің
2013 жылғы басылым жоспары бойынша басылды.

ISBN 978-601-228-537-6

© Мустахимов Б.Қ., 2013

© ҚазҰТУ, 2013

КІРІСПЕ

Замануи химия өндірісіндегі әртүрлі химиялық өнімдер мен заттарды өндіру технологиясында, мысалы, қышқылдар, негіздер, тұздар, минералды тыңайтқыштар, бояғыш заттар, полимерлер, синтетикалық, т.б. да заттардың алыну технологиясында, біртекті ортақ заңдылықтармен өтетін, физикалық және физика-химиялық үдерістер болады. Мұндай үдерістер өте көп болғандығына карамастан, жалпы алғанда, қайталанып келіп отыратын қарапайым біртекті жиырма шақты үдерістерден ғана тұрады. Бұл үдерістер әртүрлі өндірістерде жұмыс істеуі жағынан бірдей машиналар мен аппараттарда өткізіледі. Яғни, осы үдерістердегі қолданылатын машиналар мен аппараттар және үдерістердің өздері химия өндірісінің негізгі үдерістері және аппараттары деп аталады.

«Химия өндірісінің үдерістері және аппараттарының негізі» курсына негізгі үдерістердің теориясы, машиналар мен қондырғылардың жалпы құрылымдары және де оларды әртүрлі үдерістерге байланысты есептеу оқытылады.

Үдерістер және аппараттар туралы ғылым келесі міндеттерді шешуге мүмкіншілік береді:

1. Қазіргі бар өндірісті жетілдіру және жаңа технологиялық тәсілдерді табу, оларды есептеудің жаңа әдістемелерін жасау;

2. Лабораториялық үдерістер мен қондырғылардың өнеркәсіпке өту заңдылықтарын қарастыру. Яғни, үлгіде зерттеліп алынған мәліметтерді нақты өндірістік объектіге тасымалдау;

3. Қолданыстағы өндірістерді пайдаланудың тиімді технологиялық кезеңдерін таңдау;

4. Жаңа өндірістерді жобалауда аса тиімді және аз қалдықты технологиялық сұлбаларды жасау және аппараттардың ең тиімді түрлерін таңдау.

Оқу құралында химия өндірістерінің гидромеханикалық, жылу және массаалмасу үдерістерінің теориялары және әртүрлі нұсқалары бар қолданбалы есептер қарастырылады.

ЖАЛПЫ ЖАҒДАЙЛАР

Химиялық технологияның негізгі үдерістері олардың өту заңдылықтарына байланысты негізгі 5 топқа бөлінеді.

1. Гидромеханикалық үдерістер – өту жылдамдығы гидродинамикалық сұйықтар мен газдардың ағысы жөніндегі ғылым заңдылықтарымен анықталады. Олар: сұйықтар мен газдарды тасымалдау, газдарды сығу, сұйық немесе газдардағы бөтен бөлшектерді ауырлық күші, ортадан тепкіш күші немесе электр өрісі әсерінен тұндыру, сұйықтар мен газдарды қысымдар айырмасы арқылы, дәнді заттар қабаты арқылы сүзу, сұйық ортада араластыру, қатты дәнді заттарды жалған сұйылту. Бұл үдерістердегі қозғаушы күш – қысымдар айырмасы болады.

2. Жылу үдерістері – өту жылдамдығы жылуөткізгіш заңымен анықталады. Олар: қыздыру, буландыру, суыту және конденсациялау үдерістері. Мұндағы үдерістердің қозғаушы күші температуралар айырмасы болады.

3. Массаалмасу (диффузиялық) үдерістері – өту жылдамдығы зат алмасу заңдылықтарымен анықталады. Яғни қоспа құрамындағы қандай да бір бөлшектердің бір фазадан екінші фазаға өтуімен сипатталады. Олар: абсорбция, ректификация, экстракция, сублимация, кристаллизация, адсорбция, кептіру үдерістері. Бұл үдерістердің қозғаушы күші концентрациялар айырмасы болады.

4. Химиялық үдерістер – өту жылдамдығы заттардың агрегаттық күйлерінің өзгеруімен бірге, олардың химиялық қасиеттерінің де өзгеруімен анықталады. Яғни, өту жылдамдығы химиялық кинетика заңдарымен анықталады. Олар: каталикалық крекинг, пиролиз, гидротазалау, т.б.

5. Механикалық үдерістер – өту жылдамдығы қатты заттар механикасымен анықталады. Олар: қатты денелерді ұсақтау, іріктеу, араластыру және тасымалдау үдерістері.

Оқыту барысында негізгі үдерістер ұйымдастыру тәсілі бойынша былайша бөлінеді:

1. Мерзімдік үдерістер. Белгілі бір уақыт ішінде қондырғыға шикізат материалы жүктеліп, ол өңделіп болғаннан кейін қондырғыдан дайын өнім алынады да, оған қайтадан шикізат салынады. Мұндағы үдерістің барлық сатысы бір жерде, бірақ, әртүрлі кезеңде өткізіледі.

2. Үздіксіз үдерістер. Қондырғыға шикізатты жүктеу және одан дайын өнімді алу үздіксіз түрде болады. Мұндағы үдерістің барлық сатысы бір уақытта, бірақ, қондырғының әртүрлі жерлерінде өткізіледі. Сонымен бірге, қондырғы көлемінің әр нүктелеріндегі температураның, қысымның, т.б. мәндері уақыт бойынша өзгермейді.

3. Аралас үдерістер. Мұндағы үздіксіз үдерістердің кейбір сатылары мерзімді әрекетте немесе керісінше өтеді.

Үздіксіз қондырғының мерзімдік қондырғыдан артықшылығы: дайын өнім үздіксіз алынады; алынатын өнімнің сапасы біркелкі; қондырғы ықшамды, яғни, математикалық және эксперименттік шығыны аз; үдеріс үздіксіз болғандықтан берілетін жылу толығымен пайдаланылады және шыққан жылуды пайдалану мүмкіндігі бар.

Бөлшектердің қондырғыда болуына және де үдерісті анықтайтын басқа да факторлардың уақыт бойынша өзгеруіне байланысты, үздіксіз қондырғылардың екі түрлі моделі болады.

1. Идеалды ығыстырғыш – мұндағы барлық бөлшек белгілі бір бағытта, алдындағы бөлшектермен ешқандай араласпастан, оларды толығымен ығыстырып, қатты поршень тәрізді жылжиды. Мұндағы қондырғыларда барлық бөлшектердің қондырғыда болу мерзімі бірдей болады.

2. Идеалды араластырғыш – мұндағы қондырғыға кірген бөлшектер ондағы бөлшектермен лезде және толық араласып кетеді. Бөлшектер қондырғы көлемінде біркелкі болып таралып, үдерісті сипаттайтын мәндері қондырғының бар көлемінде лезде бірдей болады.

Нақты жағдайда өндірістегі үздіксіз қондырғылар осы екі модельдің аралығында болады. Үдерістер мен қондырғыларды есептеу мақсаты: жүйенің шеткі жағдайын немесе тепе-теңдік күйін анықтау; бастапқы шикізаттар мен алынған өнімнің мөлшерін және жұмсалатын энергия мен жылу тасымалдағыштардың шамасын есептеу; қондырғының қолайлы жұмыс істеу кезеңін, жұмыстық бетін немесе жұмыстық көлемін анықтау; қондырғының негізгі өлшемін (диаметрі, биіктігі) табу.

Жүйенің тепе-теңдік күйін қарастыру арқылы, үдерістің өту бағыты және оны өткізудің мүмкіндік шегі анықталады. Осыған байланысты үдеріске әсер ететін бастапқы және соңғы мәндерін анықтайды.

Материалдық баланс. Сақталу заңына байланысты үдеріске түсетін зат мөлшері $\sum G_A$, үдерістен шығатын зат мөлшері $\sum G_C$ мен үдеріс барысында жоғалатын зат мөлшерінің G_0 жинағына тең. Яғни,

$$\sum G_B = \sum G_C + G_{III}.$$

Материалдық балансты үдеріске қатысатын барлық материалдар үшін де, немесе, сол материалдардың бір құрастырушысы үшін де жазуға болады. Мерзімді үдерістерде материалдық баланс бір операцияға (кг), ал үздіксіз үдерістерде уақыт бірлігіне жазылады (кг/с), бұл баланстан қажет болған шикізат шығынын немесе алынатын өнімнің шамасын есептеп табады.

Энергетикалық баланс. Ол энергияның сақталу заңына негізделген. Химиялық-технологиялық үдерістерді жүргізгенде әртүрлі энергиялар жұмсалады, мысалы, механикалық, т.б. Энергетикалық баланстың бір бөлігі – жылу тепе-теңдігі, яғни

$$\sum Q_B = \sum Q_C + Q_{III},$$

мұндағы $\sum Q_0 = Q_1 + Q_2 + Q_3$; $\sum Q_C = Q_4 + Q_5$; Q_1 – шикізатпен енетін жылу; Q_2 – үдерістің жылу эффектiсi (егер үдеріс нәтижесінде жылу сіңірілсе теріс таңбалы болады); Q_3 – сырттан енгізілетін жылу; Q_4 – алынған өнімдермен кететін жылу; Q_5 – жылу тасымалдағышпен кететін жылу.

Бұл тепе-теңдіктен Q_3 -ті, содан кейін жылутасымалдағыштың мөлшерін есептейді.

ХТПА-ын зерттеп есептеу үшін материалдық және энергетикалық баланстардан басқа, үдерістер мен қондырғылардың қарқындылығын білу керек.

Барлық негізгі үдерістер (гидродинамикалық, жылу, массаалмасу үдерістері) тек белгілі бір қозғаушы күштің арқасында ғана жүруі мүмкін. Бұл қозғаушы күш гидромеханикалық үдерістер үшін қысымдар айырмасы, жылуалмасу үдерістерінде температуралар айырмасы, ал массаалмасу үдерістерінде концентрациялар айырмасы болады. Осыдан жоғарыда айтқандай гидромеханикалық, жылу, массаалмасу және химиялық

үдерістердің кинетикалық заңдылықтарын жалпы біртекті заңдылыққа келтіруге болады. Яғни, үдерістердің өту жылдамдығы қозғаушы күшке тура пропорционал, ал кедергі келтіруші күшке кері пропорционал болады.

$$\Pi = K A \Delta \tau,$$

мұндағы Π – үдеріс нәтижесі, яғни $\Pi = V_c$, Q , $M - V_c$ – аққан сұйықтың көлемі; Q – берілген жылудың мөлшері; M – бір фазадан келесі фазаға өткен заттың мөлшері; $K = \frac{I}{R}$ – үдерістің

өту жылдамдығының коэффициенті; R – кедергі күш; $A = F \cdot V$ – жұмыстық бет; F – қондырғы ауданы, m^2 ; V – қондырғы көлемі, m^3 ; $\Delta = \Delta P$, Δt , ΔC – қозғаушы күш; ΔP – қысымдар айырмасы; Δt – температуралар айырмасы; ΔC – концентрациялар айырмасы; τ – уақыт.

Мысалы, гидравликалық үдерістер үшін тендеуді былай жаза аламыз:

$$\frac{dV}{F d\tau} = \frac{\Delta P}{R_l} = K_l \Delta P.$$

Үдеріс нәтижесінің уақыт бірлігіне қатынасы үдерістің жылдамдығы деп аталады.

$$W = \frac{\Pi}{\tau}.$$

Үдеріс нәтижесінің қондырғының бетіне немесе көлеміне қатынасы үдерістің қарқындылығы деп аталады.

$$J_{F,V} = \frac{\Pi}{A \tau}.$$

A -ның шамасын есептеуге болады.

$$A = \frac{\Pi}{K \Delta \tau}.$$

Егер қондырғы арқылы өтетін заттың көлемі белгілі болса және оның жылдамдығы берілсе, онда қондырғының көлденең қимасын табуға болады.

$$S = \frac{V}{W}.$$

S-тің мәні бойынша қондырғының негізгі өлшемдерінің біреуін анықтайды, мысалы цилиндр тәрізді қондырғылар үшін оның диаметрін $D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$ анықтауға болады.

Қимасы тік бұрышты аппараттар үшін: $S = ab$.

Аппараттың жұмыс бөлігінің биіктігі немесе ұзындығы онда өңделетін бөлшектердің болу мерзіміне байланысты болады:

$$H_p = L_p = w\tau.$$

Жұмыс биіктігі немесе ұзындық аппаратының жұмыс көлемі (немесе ұзындығы) былай есептелінеді:

$$H_p = \frac{V_p}{S},$$

немесе үдерісті өткізуге қажетті бет F арқылы есептеуге болады:

$$H_p = \frac{F}{Sa}, \quad \text{яғни} \quad F = V_p a = H_p Sa,$$

мұндағы a – аппараттың бірлік көлеміне келетін бет (аппараттың меншікті беті), $\text{м}^2/\text{м}^3$.

1. ГИДРОМЕХАНИКАЛЫҚ ҮДЕРІСТЕР

1.1. Тыныштықтағы идеалды сұйықтың тепе-теңдік теңдеуі

Гидравлика – сұйықтардың механикалық қозғалысы мен тепе-теңдік заңдылықтарын және осы заңдылықтарды әртүрлі қолданбалы тапсырмаларға қолдану тәсілдерін қарастыратын ғылым.

Гидравлика – гидростатика және гидродинамика деп екіге бөлінеді.

Гидростатикада сұйықтар мен газдардың тепе-теңдік заңдары, ал гидродинамикада олардың ағып қозғалу заңдары қарастырылады.

Гидравликада идеалды және нақты сұйықтар ұғымдары қолданылады.

Идеалды сұйық – қысым әсерінен сығылмайды, температура мен қысым өзгергенде тығыздығы өзгермейді және тұтқырлығы жоқ.

Нақты сұйықтар – табиғаттағы сұйықтар. Олар тамшылы және серпімді сұйықтар деп екіге бөлінеді.

Тамшылы сұйықтар – іс жүзінде сығылмайды және олардың көлемдік ұлғаю коэффициенті аз. Тамшылы сұйықтардың мысалы – майлар.

Серпімді сұйықтар – температура мен қысым өзгергенде өте көп өзгереді. Серпімді сұйықтардың мысалы – газдар.

Гидравликада гидромеханикалық үдерістердің өту заңдары мен оларды іс жүзінде қолдану жолдары қарастырылады.

Ньютон заңы. Ішкі үйкеліс (тұтқырлық) сұйықтың жанасу бетінің ауданы мен жылдамдық градиентіне тура пропорционал.

$$P_T = -\mu S \frac{dW}{dn},$$

мұндағы S – қабат ауданы, m^2 ; μ – тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті, Па·с немесе $\nu = \frac{\mu}{\rho}$ – кинематикалық кернеу, m^2/c ;

w – сұйық қабатының қалыңдығы; dn – екі сұйық қабатының нормальды арақашықтығы.

Ньютонның үйкеліс заңы молекулалық массасы аз ғана сұйықтар үшін дұрыс, онда тұтқырлық температура мен қысымның функциясы болып табылады, бірақ жылдамдық градиентіне $\Delta w / \Delta n$ тәуелді болмайды.

Эйлердің тепе-теңдіктік дифференциалдық теңдеуі. Идеалды сұйықтардың тепе-теңдік шарты, оларға әсер ететін күштердің өзара қатынасымен анықталады (ауырлық және қысым күштері). Бұл күштердің сұйық ішіне таралуы, Эйлердің тепе-теңдіктік дифференциалдық теңдеуімен өрнектеледі.

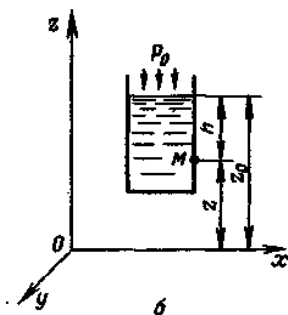
$$\left. \begin{aligned} -\frac{\partial p}{\partial x} &= 0 \\ -\frac{\partial p}{\partial y} &= 0 \\ -g\rho - \frac{\partial p}{\partial z} &= 0 \end{aligned} \right\} \quad (1.1)$$

Эйлердің тепе-теңдіктік дифференциалдық теңдеуінен гидростатиканың негізгі теңдеуі алынады

$$\left(z + \frac{p}{\rho g} \right) = \text{const} \quad (1.2)$$

Кез-келген екі көлбеу бағыттағы (1 және 2) жазықтар үшін гидростатиканың негізгі теңдеуін былай жазуға болады:

$$z_0 + \frac{p_0}{\rho g} = z + \frac{p}{\rho g} ,$$



1.1-сурет. Гидростатиканың негізгі теңдеуін шығару

бұл теңдеуді басқаша өрнектеп жазсак, Паскаль заңының теңдеуі алынады: яғни тыныштық қалыптағы сұйықтың кез-келген нүктесіндегі қысым, оның көлеміндегі барлық нүктелеріне бірдей таратылады.

$$p=p_0+\rho g(z_0-z)=p_0+\rho gh, \quad (1.3)$$

мұндағы P – толық немесе еркін деңгей бетінен h тереңдіктегі M нүктеге түсетін абсолютті гидростатикалық қысым; P_0 – еркін деңгей бетіне түсетін сыртқы қысым; ρgh – h тереңдіктегі артық қысым; z – нүктенің координатасы; z_0 – еркін деңгей бетінің координатасы (1.1-сурет).

1.2. Идеалды сұйық қозғалысының негізгі теңдеуі. Бернулли теңдеуі

Гидродинамикада сұйықтар ағуына байланысты ламинарлы, турбулентті және автомодельді болып бөлінеді. Ламинарлы ағыс – сұйықтардың бір бағыттағы реттелген ағысы. Турбулентті ағыс – сұйықтардың бір бағыттағы бей-берекеттік ағысы. Бұл ағыстар Ньютонның үйкеліс заңына бағынатын ағыстар. Автомодельді ағыс – Ньютонның үйкеліс заңына бағынбайтын ағыс түрі. Бұл кезеңдерді алғаш рет Рейнольдс тәжірибе жүзінде ашқан. Яғни, сұйықтардың ламинарлық ағысы $Re \geq 2300$ кезінде болады. Турбуленттік ағыс $Re \geq 10000$ жағдайында байқалады. $2300 < Re < 10000$ кезінде ағын тұрақты болмайды, онда екі кезең бір-біріне оңай ауысады.

Ағынның үзіліссіздік (біртұтастық) теңдеуі. Ағынның үзіліссіздігі немесе біртұтастығы шарты сақталатын сұйық ағынындағы жылдамдықтардың арасындағы байланыстылықты көрсетеді.

Ағынның үзіліссіздігінің дифференциалдық теңдеуі тұрақталмаған ағын үшін былай жазылады:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0.$$

Тұрақталған ағында тығыздық уақыт өтуімен өзгермейді $\frac{\partial \rho}{\partial \tau} = 0$, сондықтан ағынның үзіліссіздігінің дифференциалдық теңдеуі мына түрде болады:

$$\frac{\partial(\rho w_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho w_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w_z)}{\partial z} = 0.$$

Іс жүзінде сығылмайтын тамшылы сұйықтар үшін және изотермиялық ағындағы газдар үшін жылдамдық дыбыс жылдамдығынан аз кезде $\rho = const$ болады, нәтижесінде үзіліссіздік теңдеуі жазылады

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z} = 0.$$

Тұрақты кимадағы құбырлы өткізгіштер үшін тұрақталған бір бағыттағы (х иіні бағытында) сұйықтар ағынның үзіліссіздігінің дифференциалдық теңдеуін интегралдау нәтижесінде мынандай қатынас алынады:

$$\rho w_{op} = const.$$

Тұрақсыз кимадағы құбырлы өткізгіштер үшін интегралдау нәтижесінде мынандай қатынас алынады:

$$\rho \cdot w_{op} \cdot F = const.$$

Осы теңдеуге сәйкес құбырлы өткізгіштің бастапқы кимасынан өткен сұйықтың массалық шығыны, сол құбырлы өткізгіштің соңғы кимасынан өткен сұйықтың массалық шығынына тең. Осылайша үзіліссіздік теңдеуі заттың сақталу заңының жеке жағдайы болып табылады және ағынның материалдық балансын береді.

Эйлердің сұйықтардың ағуын сипаттайтын дифференциалдық теңдеуі. Жылдамдықтың таралуын сұйықтардың ағуы жағдайындағы Эйлердің теңдеуінен табады.

$$\left. \begin{aligned} \rho \frac{dw_x}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial x} \\ \rho \frac{dw_y}{d\tau} &= -\frac{\partial p}{\partial y} \\ \rho \frac{dw_z}{d\tau} &= -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} \end{aligned} \right\} . \quad (1.4)$$

Мұнда Эйлердің тепе-теңдік теңдеуіне $\frac{dw_x}{d\tau}, \frac{dw_y}{d\tau}, \frac{dw_z}{d\tau}$ – жылдамдықтардың субстанционалды туындылары қосылып тұр.

Эйлердің тепе-теңдік теңдеуі мен сұйықтардың ағуын сипаттайтын дифференциалдық теңдеуі идеалды сұйықтарды қарастырғанда қолданылады.

Эйлердің сұйықтардың ағуын сипаттайтын дифференциалдық теңдеуін математикалық өрнектеп Бернулли теңдеуін алады.

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = const. \quad (1.5)$$

Бұл теңдеу ағынның (құбырдың) кез-келген 1 және 2 көлденең қималары үшін мынадай түрде жазылады:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}. \quad (1.6)$$

(1.5) және (1.6) теңдеулер идеалдық сұйықтар үшін Бернулли теңдеуі деп аталады. Мұндағы $(z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g})$ – шамасы толық гидродинамикалық тегеурінді береді.

Мұндағы z – нивелирлік биіктік немесе геометрикалық тегеурін және $\frac{p}{\rho g}$ – пьезометриялық тегеурін, олар берілген нүктедегі меншікті потенциалдық энергия жағдайын көрсетеді;

$\frac{w^2}{2g}$ – жылдамдық немесе динамикалық тегеуріні, ол берілген

нүктедегі меншікті кинетикалық энергияны көрсетеді.

Осылайша, Бернулли теңдеуі нақтылы энергетикалық мағына береді, яғни идеалды сұйықтың тұрақталған ағынының әрбір көлденең қималары үшін сұйықтың меншікті потенциалдық $(z + \frac{p}{\rho g})$ және меншікті кинетикалық $\frac{w^2}{2g}$

энергияларының жинағы өзгеріссіз болып қалады.

Құбырдың көлденең қимасының өзгерісінде және сәйкесінше сұйықтың қозғалыс жылдамдығының өзгерісінде энергияның өзара айналымы болады. Құбырдың тарылуында қысымның потенциалдық энергиясының бір бөлігі кинетикалық энергияға өтеді, және керісінше, құбырдың кеңеюінде кинетикалық энергияның бір бөлігі потенциалдық энергияға өтеді, бірақ энергияның жалпы мөлшері тұрақты болып қалады.

Сайып келгенде, Бернулли теңдеуі энергияның сақталу заңының жеке жағдайы болып табылады және сұйық ағынының энергетикалық балансын білдіреді.

1.3. Нақты сұйықтар қозғалысының негізгі теңдеуі

Нақты сұйықтар қозғалысында оған сұйықтың тұтқырлығы мен оның қозғалыс тәртібінің әсерінен ішкі үйкеліс күштері, сонымен бірге құбыр қабырғасымен үйкеліс күштері пайда болады. Туындаған гидравликалық кедергілерді жеңу үшін ағын энергиясының біраз бөлігі жұмсалуды тиіс. Яғни, нақты сұйықтың қозғалысындағы энергиялық балансты сақтап тұру үшін Бернулли теңдеуінің оң бөлігіне жоғалған тегеурінді көрсететін мүше енгізілуі керек. Сонда нақты сұйықтарға арналған Бернулли теңдеуі былай жазылады:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g} + h_{\text{жс}}. \quad (1.7)$$

Жоғалған тегеурін $h_{жс}$ тұтқырлы сұйықтың қозғалысындағы гидравликалық кедергіні жеңуге жұмсалатын меншікті энергияны сипаттайды.

Тұтқырлы сұйықтардың ағуы. Навье-Стокс теңдеуі. Нақты тұтқырлы сұйықтарды қарастырғанда, сұйықтар ағынына гидростатикалық қысым мен ауырлық күшінен басқа үйкеліс күші де әсер етеді.

Осы күштердің сұйықтар ағынына әсерінен тұтқырлы тамшылы сұйықтың ағысын сипаттайтын Навье-Стокс теңдеуі алынады.

$$\begin{cases} \rho \frac{dw_x}{d\tau} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \nabla^2 w_x \\ \rho \frac{dw_y}{d\tau} = -\frac{\partial p}{\partial y} + \mu \nabla^2 w_y \\ \rho \frac{dw_z}{dz} = -\rho g - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \nabla^2 w_z \end{cases} \quad (1.8)$$

Теңдеудегі сәйкес субстанционалдық туындылар тұрақталмаған да, тұрақталған да сұйық ағындары үшін жазылуы мүмкін.

Теңдеудің оң жағы бірлік көлем массасының ρ үдеулік проекцияға, яғни сұйықтың ағуындағы туындайтын инерциялық күшке көбейтіндісін көрсетеді.

Теңдеудің сол жағындағы ρg көбейтіндісі ауырлық күшінің әсерін көрсетеді, жеке туынды $\frac{\partial p}{\partial x}$, $\frac{\partial p}{\partial y}$, $\frac{\partial p}{\partial z}$ – гидростатикалық

қысымды, ал тұтқырлықтың жылдамдық проекциясының екіншілік туындысына көбейтіндісі – ағатын сұйыққа әсер ететін үйкеліс күшінің әсерін көрсетеді. Теңдеудің әрбір мүшесі сұйық көлемінің бірлігіне сәйкес күштің өлшемінде болады.

Тұтқырлы сұйықтың ағуын толық сипаттау тек Навье-Стокс теңдеуі мен ағынның үзіліссіздігінің дифференциалдық теңдеуін бірлестіре шешу негізінде ғана болуы мүмкін. Бірақ Навье-Стокс теңдеуі жалпы түрде шешілуі мүмкін емес.

Ұқастықтар теориясы және критерийлер. Навье-Стокс

теңдеуі өте күрделі және оны шешу өте қиын. Сондықтан бұл теңдеуді ұқсастықтар теориясы тәсілімен түрлендіріп шешеді.

Ұқсастықтар тәсілімен түрлендіргенде сұйықтар ағынына өлшемсіз ұқсастық сандар алынады.

$$F_r = \frac{w^2}{gl},$$

Фруд саны. Бұл критерий сұйық ағысына ауырлық күшінің әсерін, яғни ұқсас ағындардағы инерция күшінің ауырлық күшіне қатынасын көрсетеді.

$$E_u = \frac{\Delta p}{\rho w^2},$$

Эйлер саны. Ол ұқсас ағындардағы гидростатикалық қысым күшінің өзгеруінің инерция күшіне қатынасын сипаттайды.

$$Re = \frac{wl\rho}{\mu},$$

Рейнольдс саны. Ол ұқсас ағындардағы инерция күші мен үйкеліс күшінің қатынасын сипаттайды.

$$H_o = \frac{w\tau}{l},$$

Гомохрондық сан. Ол ұқсас ағындардың қалыптаспаған ағысын сипаттайды.

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr},$$

Галилей саны. Ол ұқсас ағындардағы молекулалық үйкеліс күшінің ауырлық күшіне қатынасын сипаттайды.

$$Ar = Ga \cdot \frac{\rho_k - \rho_o}{\rho_o},$$

Архимед саны. Ол ұқсас ағындардағы ауырлық күші, көтеруші

күш және үйкеліс күштерінің қатынастарын сипаттайды.

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar},$$

Лященко саны. Ол анықталатын шама анықтаушы ұзындық өлшемі болғанда (мысалы, газ ағынындағы тұнатын шаң бөлшегінің диаметрі) қолданылады.

Критерийлік теңдеу. Ол негізгі критерийлер арасындағы байланысты көрсетеді

$$f(H_0, Fr, Eu, Re) = 0 \text{ немесе } Eu = f(H_0, Fr, Re). \quad (1.9)$$

Ағындар арасындағы толық гидродинамикалық ұқсастықтарды алу үшін, ағындағы әсер ететін күштер бір-бірімен пропорционалды болуы керек. Бірақ іс жүзінде ондай болмайды, өйткені бір күш бойынша алынған ұқсастық екінші күш бойынша алынған ұқсастықты жаратпай тастайды. Сондықтан негізінен осы ағындағы көбірек әсер ететін күштің ұқсастық санын алған жеткілікті деп қабылдайды. Мұндай критерийлер көбіне Fr (ауырлық күші) Re (үйкеліс күші) және Eu (қысым) болады

$$Eu = f(Fr, Re).$$

Тәжірибеде ауырлық күші онша әсер етпейді, оны шығарып тастасақ тапсырма оңайланады

$$Eu = f(Re). \quad (1.10)$$

1.4. Әртекті жүйелерді ажырату

Әртекті жүйелер. Әртекті немесе гетерогенді жүйелер деп екі немесе бірнеше фазалардан тұратын жүйелерді айтады. Жүйені құрайтын фазаларды бір-бірінен механикалық жолмен ажыратып алуға болады.

Кез-келген әртекті бинарлы қоспа дисперсионды (біртексті) фаза (Φ_1) және дисперсті (біртексті фазаның ішіндегі таралған бөлшектер) фаза (Φ_2) құралады. Фазалардың физикалық күйіне

байланысты әртекті жүйелерді суспензиялар, эмульсиялар, көбіктер, шандар, түтіндер және тұмандар деп бөледі.

Суспензиялар – сұйық (Φ_1) – қатты бөлшектер (Φ_2). Суспензиялар ірі бөлшекті ($\text{мкм} > 100$), майда ($0,5\text{--}100$), өте майда ($0,1\text{--}0,5$) және коллоидты ерітінді ($0,1$) болады.

Эмульсиялар – сұйық (Φ_1) – сұйық (Φ_2). Ауырлық күшінің әсерінен фазалар бір-бірімен ажырап тұнады, бірақ таралған тамшылардың шамасы ($< 0,4\text{--}0,5$ мкм) болған кезде ұзақ уақыт тұнбайды.

Көбіктер – сұйық (Φ_1) – газ (Φ_2). Мұндағы жүйелер қасиеттері жағынан эмульсияларға ұқсас.

Шандар мен түтіндер – газ (Φ_1) – қатты бөлшек (Φ_2).

Шандар – газдарға қатты бөлшектерді механикалық жолмен араластырғанда лай (ұсақтағанда, араластырғанда және қатты заттарды тасығанда) пайда болады; мұндағы қатты заттардың мөлшері ($3\text{--}70$ мкм).

Түтіндер – газдарды (буларды) сұйық немесе қатты күйге келтіру кезінде, конденсациялау үдерісінде түзеледі. Бұл кезде газдарда мөлшері $0,3\text{--}5$ мкм болатын қатты бөлшектер түзіледі.

Тұмандар – газ (Φ_1) сұйық (Φ_2) $= 0,3\text{--}5$ мкм.

Жалпы түрде шандар, түтіндер, тұмандарды бір сөзбен аэрозолдар деп атайды.

Әртекті жүйелерді ажырату әдістері. Химиялық технологияда төмендегідей ажырату әдістері қолданылады:

а) тұндыру; б) сүзу; в) ортадан тепкіш күші арқылы тұндыру мен сүзу; г) ылғалдап ажырату; ж) электрлік ажырату.

Тұндыру үдерісінде Φ_1 мен Φ_2 ауырлық күшінің әсерімен, инерциялық күш (ортадан тепкіш) немесе электростатикалық күш әсерінен ажыратылады. Тек ауырлық күші арқылы өтетін тұндыруды ұзақ тұндыру деп атайды.

Сүзу үдерісін суспензия және шандардың сұйық немесе газдарын өткізіп, ал қатты бөлшектерін ұстап қалатын кеуекті бөгеттер жәрдемімен өткізеді. Мұндағы үдеріс қысымдар айырмасының күші әсерінен өтеді.

Ортадан тепкіш күші арқылы ажырату үдерісінде суспензиялар мен эмульсиялар ортадан тепкіш күш әсерімен ажыратылады.

Білғалдап бөлу кезінде газ құрамындағы қатты бөлшектер сұйық зат жәрдемімен ажыратылады. Бұл үдеріс газдарды тазалау және суспензияларды бөлу кезінде қолданылады да, ауырлық күші немесе инерциялық күш әсерімен өтеді.

Электрлік ажырату кезінде газ құрамындағы қатты бөлшектер электр тогы жәрдемімен ажыратылады.

1.5. Ауырлық күші өрісінде айыру. Тұндыру үдерісі

Тұндыру үдерістерін өткенде денелердің сұйықтар ішіндегі қозғалуын білу керек, сондықтан ағыссыз тұрған орта ішіндегі шар тәрізді денені қарастырамыз. Массасы m болған зат өзінің салмағымен ($G=mg$) бата бастағанда, алғашқы кезде оның w -ғы көбейеді. Егер кедергі R болмаса оның жылдамдығы $w=gr$ тең. Бірақ жылдамдық жоғарылаған сайын кедергі де өседі де, аз уақыт ішінде динамикалық тепе-теңдік орнайды, яғни $w=R$. Осы кезден бастап дене бірқалыпты жылдамдықпен бата бастайды. Осы кездегі дене жылдамдығын w_T тұну жылдамдығы деп атайды.

Шар тәрізді бөлшектің ламинарлық кезеңдегі тұну жылдамдығын анықтау үшін Стокс теңдеуі қолданылады.

$$w_T = \frac{gd^2(\rho_k - \rho)}{18\mu}. \quad (1.11)$$

Сұйық тамшыларының сұйық ортада тұнуы кезінде сұйық тамшыларының түрі жиі өзгеруінен үдерістің өтуі қиындайды. Мұндағы тамшының тұну жылдамдығын анықтау үшін мына теңдеуді қолдануға болады:

$$w_T = \frac{gd^{2.5}}{\sigma} \left(\frac{\rho - \rho_m}{\rho_m} \right)^{1.5} \left(\frac{\mu}{\rho g} \right)^{0.5},$$

мұндағы σ – фазалар шекарасындағы беттік керіліс; μ – ортаның динамикалық тұтқырлығы; ρ_m – тамшы түзетін сұйықтың тығыздығы.

Қысылып тұну жылдамдығы. Жоғарыда біз жеке алынған бөлшектің еркін тұнуын қарастырдық. Бұл жағдайда бөлшектер

бір-бірімен жанаспайды деп қабылдадық. Ал, іс жүзінде бөлшектер бір-біріне соғылады, жақындасады яғни бір-бірінің еркін тұнуына кедергі келтіреді. Бөлшектердің осы жағдайдағы жылдамдықтарын қысылып тұну жылдамдығы деп атайды.

Барлық кезеңдер үшін теңдеу

$$Re_{K.T} = \frac{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar \cdot \varepsilon^{4,75}}}, \quad (1.12)$$

мұндағы $\varepsilon = \frac{V - V_0}{V}$ – сұйықтың суспензиядағы көлем жағынан

алынған үлесі, m^3/m^3 ; V – сұйықтың суспензиядағы көлемі, m^3 ; V_0 – суспензиядағы қатты бөлшектердің көлемі, m^3 .

Ұзақ тұндыру үдерістерін өткізуге арналған аппараттарды тұндырғыштар деп атайды.

Тұндырғыштарды есептеуде негізгі есептік өлшем ретінде тұндыру беті $F_{тұн}$ саналады, оны мына теңдеуден анықтайды:

$$F_{тұн} = K_{тұн} \frac{G_{сус}}{w_K \rho} \left(\frac{x_1 - x_0}{x_1 - x} \right), \quad (1.13)$$

мұнда $F_{тұн}$ – тұндырғыштың беті, m^2 ; $K_{тұн}$ – артықшылық коэффициенті (1,3 – 1,35 шамасында болады); $G_{сус}$ – бастапқы суспензияның массалық ағыны, $кг/с$; w_K – суспензиядағы бөлшектердің тұну жылдамдығы, $м/с$; ρ – сұйық фазаның (ортаның) тығыздығы, $кг/м^3$; x_1 , x_0 , x – тұнбадағы, бастапқы қоспадағы және тұндырылған сұйықтағы қатты бөлшектердің мөлшері, массалық үлес.

Бөлшектердің тұну жылдамдығы (қысылып тұну жылдамдығы деп аталады) былай анықталады:

$$w_K = w_T \cdot \varepsilon^2 \cdot 10^{-1,82(1-\varepsilon)}, \quad \text{мұнда} \quad \varepsilon > 0,7$$

және

$$w_K = w_T \cdot \frac{0,123 \varepsilon^3}{1 - \varepsilon}, \quad \text{мұнда} \quad \varepsilon \leq 0,7$$

мұндағы w_k – қысылып тұну жылдамдығы, м/с; w_t – бөлшектің тұну жылдамдығы, м/с; ε – сұйықтың суспензиядағы көлемдік үлесі, м³/м³.

ε мөлшерін мына қатынастан табады:

$$\varepsilon = 1 - x_0 \frac{\rho_0}{\rho_k},$$

мұндағы x_0 – бастапқы суспензиядағы (тұндырғышқа кірер жердегі) бөлшек мөлшері; ρ_0 , ρ_k – суспензияның тұндырғышқа кірердегі тығыздығы мен қатты бөлшектердің тығыздығы, кг/м³.

ρ_0 мөлшерін мына теңдеуден анықтайды:

$$\rho_0 = \frac{1}{\frac{x_0}{\rho_k} + \frac{1-x_0}{\rho_o}}.$$

Еркін тұну жылдамдығын w_t мына теңдеуден анықтайды:

$$w_T = \frac{\mu Re}{d_k \rho},$$

мұндағы μ – орта тұтқырлығы, Па·с; d_k – бөлшек диаметрі, м; Re – Рейнольдс саны.

Re критерийін Архимед критерийіне байланысты есептейді:

$$Ar = \frac{d_k^3 \rho (\rho_k - \rho)}{\mu^2},$$

мұндағы g – ауырлық күш үдеуі, м/с².

Архимед критерийі $Ar < 36$ кезінде Рейнольдс санын мына теңдеуден анықтайды: $Re = Ar/18$.

Архимед критерийі $36 < Ar < 83000$ кезінде Рейнольдс санын мына теңдеуден анықтайды: $Re = 0,125 Ar^{0,714}$.

Архимед критерийі $Ar > 83000$ кезінде Рейнольдс санын мына теңдеуден анықтайды: $Re = 1,74 \sqrt{Ar}$.

1.6. Қысымдар айырмасы күші әсерімен айыру. Сүзу үдерісі

Химиялық технологияда суспензияларды, шаңдарды құрамдас бөліктеріне бөлу үшін қатты бөлшектерді ұстап, ал сұйықты өзінен өткізіп жіберетін қасиеттері бар кеуекті бөгеттер арқылы ажыратуды сүзу үдерісі деп атайды.

Сүзу үдерісі технологиялық нобайларда тұндыру үдерісінен кейін тұрады. Сүзу материалдары ретінде өндірістік қондырғыларда табиғи және жасанды, дәнді немесе кеуекті денелер қолданылады. Олар: құм, шегір тастар, маталар, торлар, кеуекті саздар, т.б.

Сүзу үдерісінде қозғаушы күш ретінде қысымдар айырмасы ΔP қолданылады.

Сүзу үдерісінің жалпы сүзу жылдамдығын анықтау теңдеуі былай жазылады:

$$w_c = \frac{\Delta P}{\mu(r_T h_T + R_{c,\delta})}, \quad (1.14)$$

мұндағы V – сүзгіш арқылы өткен сұйықтың көлемі, m^3 ; F – сүзгіштің ауданы, m^2 ; ΔP – қысымдар айырмасы, Па; μ – суспензияның сұйық фазасының тұтқырлығы, Па·с; r_T – тұнбаның меншікті кедергі күші; $h_T = \frac{x_T V}{F}$ – тұнбаның қалыңдығы, м;

$x_T = \frac{V_T}{V}$ – тұнба мен сүзінді ерітіндісінің көлемдерінің пропор-

ционалдық қатынастары; $R_{c,\delta}$ – сүзгіштің сүзу бетінің кедергі күші.

Бұл теңдеуді сүзу үдерісінің негізгі теңдеуі деп атайды.

Сүзу үдерісін өткізудің үш кезеңі болады: $\Delta P = \text{const}$, $\Delta w_c \neq \text{const}$; $\Delta P \neq \text{const}$, $\Delta w_c = \text{const}$; $\Delta P = w_c = \text{const}$.

Бірінші кезеңде $\Delta P = \text{const}$, $\Delta w_c \neq \text{const}$ – тереурін әр кезде тұрақты болады.

$$V_F = \frac{V}{F} \left[\sqrt{\left(\frac{R_{CB}}{r_T x_T} \right)^2 + \frac{2 \Delta P \tau}{\mu x_T r_T}} - \frac{R_{CB}}{r_T x_T} \right]. \quad (1.15)$$

(1.15) теңдеуінде F белгілі кездегі сүзгіштің V_F – меншікті өнімділігін көрсетеді. Ол сығылатын және сығылмайтын тұнбалар үшін де қолданылады, өйткені $\Delta P = const$ болған кезде r_T мен x_T шамалары да тұрақты болады.

Екінші кезеңде $\Delta P \neq const$, $\Delta w_c = const$ – мұнда сүзгіден өткен сұйық мөлшері тұрақты болады.

$$\Delta P = \mu r_T x_T w_c^2 \tau + \mu R_{CB} w_c. \quad (1.16)$$

Сүзу жылдамдығының тұрақтылығы жағдайында қысым айырмашылығы үдерістің ұзақтығы өсуімен жоғарылайды.

Үшінші кезең $\Delta P = const$, $w_c = const$ – бұл тұнбаны шаю үдерісі.

Тұрақты қалыңдықтағы тұнба қабатынан тұрақты жылдамдықпен сұйықтың өтуі тұнбаны шаю үдерісінде болады.

$$V = \frac{\Delta P F \tau}{\mu (r_T h_T + R_{CB})}. \quad (1.17)$$

(1.7) теңдеу жуатын сұйық көлемінің шаю уақытына байланысын көрсетеді. Бұл теңдеуді сығылатын және сығылмайтын тұнбаларға қолдануға болады.

1.7. Ортадан тепкіш күштер өрісінде айыру.

Электр өрісінде ажырату

Ортадан тепкіш күштің әсерінен бөлшектердің тұнуы. Бөлшектердің тығыздығы ортаның тығыздығына жақын және олардың ірілігі 5 мкм-ден кіші болған кезде, бөлшектерді ортадан тепкіш күштің әсерімен тұндырады.

Қондырғыдағы пайда болатын ортадан тепкіш күштің мәні

$$G_{o.T} = \frac{m w^2}{r}; \rightarrow G_{o.T} = \frac{m \omega^2 r^2}{r} = m \omega^2 r;$$

$$\frac{G_{o.T}}{m} = w^2 r; \rightarrow \frac{m g}{m} = \omega^2 r; \rightarrow g = \omega^2 r,$$

мұндағы m – бөлшектің массасы, кг; r – бөлшектің айналу радиусы, м; $w = \omega r$ – бөлшектің айналма жылдамдығы, м/с; ω – бұрыштық жылдамдық, 1/с.

Ортадан тепкіш күш әсері жағдайында ауырлық күші үдеуімен қатар, ортадан тепкіш күш үдеуі де әсер етеді.

$$w_T = \frac{gd^2(\rho_K - \rho)}{18\mu} \rightarrow w_{O.T} = \frac{gd^2(\rho_K - \rho)\omega^2 r}{18\mu},$$

бірақ мұндағы g мәні $\omega^2 r$ -ға қарағанда өте аз, сондықтан оны қоймаса да болады, яғни

$$w_{O.T} = \frac{d^2(\rho_K - \rho)\omega^2 r}{18\mu}. \quad (1.18)$$

Ортадан тепкіш күш арқылы сүзу. Ортадан тепкіш күш арқылы сүзу үдерісі сүзгіш центрифугаларда өтеді. Центрифуганың негізгі бөлігі тік немесе көлденең білікте үлкен жылдамдықпен айналатын, іші қуыс, қабырғаларында тесіктері бар барабан (ротор) болады.

Ортадан тепкіш күш әсерімен сүзгенде, сүзбе ауырлық күшімен тұндырғандағы тұнбаға қарағанда құрғақтау болады.

Ортадан тепкіш күш әсерімен сүзгендегі сүзу бетіне барабандағы барлық суспензиялардың түсіретін қысымдар айырмасы

$$\Delta P = \frac{\omega^2 \rho R_2^2}{4}. \quad (1.19)$$

Центрифугада сүзу үдерісінің жылдамдығын табу үшін (1.19) теңдеуді сүзу үдерісінің негізгі теңдеуіне қоямыз:

$$w_c = \frac{1}{F} \frac{dV}{d\tau} = \frac{\omega^2 \rho (R_2^2 - R_1^2)}{2 \left(R_{c.B} + \frac{r_T X_T}{F} V \right)}. \quad (1.20)$$

Электр өрісі арқылы бөлшектерді тұндыру. Электр өрісі зарядталған бөлшекке мынандай күшпен әсер етеді.

$$F_e = q \cdot E_x = n \cdot e_o \cdot E_x, \quad (1.21)$$

мұндағы e_o – қарапайым зарядының шамасы; n – бөлшектермен алынған зарядтар саны; E_x – x нүктесінен электродқа дейінгі қашықтықтың градиенті (потенциалдар айырмасы) кВт/см.

Электр өрісі арқылы тұндырылатын бөлшектер ағысы өте баяу, сондықтан $w_{ЭТ}$ анықтау үшін ламинарлы кезеңдегі Стокс теңдеуі қолданылады.

$$W_T = \frac{gd^2(\rho_K - \rho)}{18\mu},$$

мұндағы ρ шамасы ρ_K -ға қарағанда өте аз, сондықтан былай жазуға болады:

$$w_T = \frac{\pi d^3 \rho_K g}{6} \cdot \frac{1}{3\pi d \mu},$$

бұл теңдеудің бірінші жартысы шар тәрізді бөлшекке әсер ететін ауырлық күші.

$$G_K = \frac{\pi d^3 \rho_K g}{6}.$$

Электр өрісі арқылы тұндырылатын бөлшектің жылдамдығын есептегенде, жоғарыдағы ауырлық күшін электр өрісі арқылы бөлшектерге әсер ететін күшпен алмастыру керек. Бұл үшін (1.21) теңдеуін пайдалана отырып былай жазамыз:

$$w_{ЭТ} = \frac{ne_o E_x}{3\pi d \mu}. \quad (1.22)$$

1.8. Сұйық ортада араластыру. Араластыру түрлері

Өндірісте араластырудың мынандай түрлері көп таралған: механикалық араластыру; пневматикалық араластыру; айналмалық араластыру.

Механикалық араластыру. Механикалық араластыруда аппараттағы ортаның айналма қозғалысының қарқындылығы

арнайы араластырғыш құралдар көмегімен қамтамасыз етіледі.

Механикалық араластыруға арналған аппараттарды араластырғыштар дейді, олар әртүрлі геометриялық формада болады, олар қалақты, пропеллерлі және турбиналы болып бөлінеді.

Араластырғыштың өнімділігі оның қалақтары арасындағы каналдардан шыққан сұйықтың көлемдік шығынымен анықталады:

$$V_{сек} = v_r \cdot \pi dh, \quad (1.23)$$

мұндағы v_r – сұйықтың радиалды жылдамдығы, м/сек; d – қалақтың диаметрі, м; h – қалақтың ені, м.

Пневматикалық араластыру. Араластырудың бұл әдісі араластыратын сұйық қабатына газды жіберу арқылы өткізіледі. Сығылған газ (әдетте ауа) сұйықпен толтырылған аппаратқа беріледі. Аппараттың төменгі жағына барботер орнатылады. Барботер көптесікті құбырлар, ол аппараттың көлденең қимасы бойынша газдың біркелкі таралуын қамтамасыз етеді.

Араластыру қарқындылығы аппараттың қимасына қатынасты газ жылдамдығымен анықталады.

Пневматикалық араластыруда араласатын сұйық пен газдың жанасуы мүмкін болған жағдайларда қолданады.

Айналмалық араластыру. Айналмалық араластыру «аппарат-насос-аппарат» жүйесі арқылы сұйықты көп қайталап айдаумен жүргізіледі.

Құбырларда араластыру. Араластырудың бұл әдісі сұйықтарды араластырудың ең қарапайым түрі. Ол сұйықтарды құбырлар арқылы тасымалдауда қолданылады. Құбырларда араластыру турбулентті пульсациялар әсерінен жүреді. Араластырудың бұл әдісін, егер ағын турбулентті және құбырдың ұзындығы сұйықтың оның ішінде болу уақытына жеткілікті болса қолданады. Сұйықтың араласуын дамыту үшін жиі құбырдың ішіне арнайы қондырмалар, инжекторлар, т.б. орнатылады.

Насостар. Насостардың негізгі сипаттамалары. Үйкеліс күшін, жергілікті кедергілерді жеңіп және энергия шығындап сұйықты төменнен жоғарыға құбыр бойымен аппараттарға жеткізетін гидравликалық машиналар – насостар.

Қозғалтқыштан шығатын энергия насоста сұйық ағынының энергиясына айналып оның қысымын жоғарылатады.

Насостардың негізгі сипаттамаларына олардың өнімділігі, тегеуріні және қуаттылығы жатады.

Өнімділік – Q ($\text{м}^3/\text{сағ}$) насос құбырға насоспен бір уақыт ішінде айдалатын сұйықтың көлемімен анықталады және ол насостардың 2 тобы үшін әрқилы болады: динамикалық насостар үшін тәжірибелік зерттеулермен, көлемдік насостар үшін конструктивті өлшеммен анықталады.

Тегеурін – H (айдалатын сұйықтың ұзындығы, м). Тегеурін насоспен айдалатын сұйықтың бірлік салмағына беретін меншікті энергиясымен сипатталады. Сұйықтыққа берілетін энергия оның құбыр бойымен бір аппараттан екінші аппаратқа айдалысы кезіндегі барлық шығындарды жабу үшін қажет. Сондықтан талап етілетін тегеурін құбыр өлшемдеріне қарай, бекітуші арматураға және басқа да құрылғыларға байланысты анықталады.

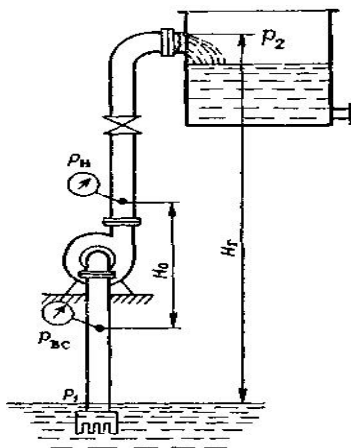
Соратын және айдайтын тегеуріндер аралығындағы әртүрлілікті насостың өзі қалыптастырады. Сонда қарқынның теңдеуі:

$$H = h + \frac{w_n^2 - w_{cop}^2}{2g} + \frac{P_n - P_{cop}}{\rho g}. \quad (1.24)$$

Мұндағы P_n – насостан шығатын сұйықтың айдаушы құбырдағы қысымы, Па; P_{cop} – насосқа кіретін сұйықтың сорушы құбырдағы қысымы, Па; h – P_n пен P_{cop} қысымдарын өлшеу нүктелері арасындағы вертикальды арақашықтық, м; w_n – сұйықтың айдаушы құбырдағы жылдамдығы, м/с; w_{cop} – сұйықтың сорушы құбырдағы жылдамдығы, м/с.

Әдетте, соратын және айдайтын құбыршалардың диаметрлері тең, демек $w_n = w_{cop}$. Осыған байланысты (70) теңдеуі қарапайым түрге келеді:

$$H = h + \frac{P_n - P_{cop}}{\rho g}. \quad (1.25)$$



1.2-сурет. Ортадан тепкіш
насосы қондырғының
сұлбасы

Осылайша жұмыс істеп тұрған насостың тегеуріні, манометрлердің көрсетулерінің айырымы мен осы аспаптардың тұрған жерлерінің тік бағыты бойынша, арақашықтықтарының жиынтығы ретінде анықталуы мүмкін.

$$H = H_{\Gamma} + \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + h_{\text{жс}}. \quad (1.26)$$

Мұндағы H – насос дамытатын толық тегеурін, айдалатын сұйықтың метр бағанасымен өлшенеді; P_2 мен P_1 – айдау кеңестігі мен сору кеңестігі арасындағы қысым, Па; ρ – айдалатын сұйықтың қысымы, кг/м³; H_{Γ} – сұйық көтерілуінің геометриялық биіктігі, м; $h_{\text{п}}$ – сорушы және айдаушы линия бойындағы туындайтын барлық жергілікті кедергілерді жоюға жұмсалатын тегеурін мөлшері, м; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – еркін түсу үдеуі.

(1.26) теңдеу бойынша насостың тегеуріні үш қосындыдан құралады: сұйықтықты көтерудің геометриялық биіктігінен, тегеурінді және қабылдаушы ыдыстар қысымдарының айырымын жеңетін күштен және сорушы мен айдаушы құбыршалардың жалпы гидравликалық кедергісінен (1.2-сурет).

Негізінен (1.26) теңдеуді технологиялық қондырғыларға насостарды таңдап алу кезінде қолданады. (1.24) және (1.25) теңдеулерді насостарды жобалау кезінде тегеурінді есептеу үшін қолданады.

Насос қозғалтқышы пайдаланатын қуат, кВт:

$$N = \frac{Q\rho gH}{1000\eta}. \quad (1.27)$$

Мұндағы Q – насостың көлемдік өнімділігі, м³/с; ρ – айдалатын сұйықтың тығыздығы, кг/м³; η – насос қондырғысының ПӘК.

Қозғалтқышқа түсетін ауыртпалықты ескере отырып, қондырғыға біршама артық қуаты бар $N_{\text{арт}}$ қозғалтқыш орнатылады:

$$N_{\text{арт}} = N \cdot \beta,$$

мұндағы β – артық қуат коэффициенті.

2. ЖЫЛУАЛМАСУ ҮДЕРІСТЕРІ

2.1. Жылуөткізгіштік

Температура – химия өндірістеріндегі ең негізгі технологиялық және экономикалық мәндердің бірі. Қондырғыларда біркелкі температура ұстап тұру үшін, оны бірде қыздыруға (жылуберуге), бірде суытуға (жылу алуға) тура келеді. Яғни, барлық жағдайда, жылу тасымалдағыштардан жылытылатын денеге, суытылатын заттардан суық агенттеріне, дененің бір жағынан екінші жағына жыруды көшіру (беру) керек. Мұндай әртүрлі температурадағы денелерде, жылудың бір жағдайдан екіншісіне өтуі жылуалмасу үдерісі деп аталады. Жылуалмасу үдерісінің қозғаушы күші – ыстық және суық денелердің температураларының айырмасы – Δt болады.

Жылуалмасу негізінде үш түрлі әдіспен беріледі.

Жылуөткізгіштік – әртүрлі температурадағы қатты денелер бір-бірімен жанасканда бірінен-біріне көшетін жылу. Бұл үдерістегі жылудың бір бөлшектен бір бөлшекке берілуі олардың тәртіпсіз қозғалысының нәтижесі деп қараған жөн. Мұндағы бөлшектердің жалпы бір бағыттағы қозғалысы (су сияқты) болмайды. Жылуөткізгіштік таза түрінде тек қатты заттарда ғана байқалады, ал тамшылы сұйықтар мен газдарда конвекция құбылысы жоқ кезінде ғана болады.

Конвекция – тек сұйықтар мен газдарда, олардың молекулаларының өзара алмасуы нәтижесінде болатын жылу таралуы.

Конвекция – еркін және еріксіз деп екіге бөлінеді. Газ немесе сұйық көлемінің әртүрлі нүктелеріндегі температуралар айырмашылығы салдарынан, осы нүктелердегі тығыздықтар айырмасының нәтижесінде болатын жылуалмасуды еркін конвекция деп атайды. Газ немесе сұйық көлемінің еріксіз қозғалысы (мысалы, насоспен айдағанда) салдарынан болатын жылуалмасуы еріксіз конвекция деп аталады.

Жылулық сәуле шығару – жылу энергиясының электромагнитті (инфрақызыл) толқындар арқылы таралуы. Бұл ретте жылу сәулесін таратын денеде жылу, сәуле энергиясына

айналып кеңістікке таралады да, жолында кездескен денелерге соғылғанда, бұл сәулелі энергия жартылай жылуға айналады, жартылай шағылысады, жартылай сол денеден ары өтіп кетеді.

Техникада жоғарыдағы жылуалмасу үдерістері жеке түрінде өте сирек өтеді. Олар әрқашан екі үдеріс, кейде үш үдеріс түрінде бірлесе өтеді. Мысалы, қатты қабырға мен газ арасындағы жылуалмасуда осы үш үдеріс те болады. Осыған байланысты жалпы жылуалмасу үдерісін екі түрлі ішкі үдерістерге бөлуге болады.

Жылуберу – қатты заттар мен сұйықтардың (газдардың) арасындағы тікелей жылуалмасу үдерістері.

Жылуөту – сұйық пен сұйықтың, газ бен газдың, газ бен сұйықтың, қатты қабырға арқылы жылуалмасу үдерістері.

Кез-келген жылу үдерісінің негізгі сипаттамасы алмасатын жылу мөлшеріне байланысты. Жылуалмасу қондырғыларының өлшемдері осы шамаға байланысты болып келеді. Жылуалмасу қондырғыларының негізгі өлшемі жылу беретін бет немесе жылуалмасу беті болып табылады.

Қондырғыдағы берілетін жылу шамасы мен жылуалмасу бетінің арасындағы байланыс жылу таралудың кинетикалық теңдеуінен анықталады:

$$d^2Q = K_d \Delta t dF d\tau, \quad (2.1)$$

мұндағы d^2Q – берілген жылу мөлшері; K_d – орталар арасындағы жылуалмасудың локальды коэффициенті; Δt – орталар арасындағы температуралар айырмасы; dF – жылуалмасу бетінің қарапайым бөлігі; $d\tau$ – жылуалмасу үдерісінің ұзақтығы.

Жылуөткізгіштік. Фурье теңдеуі. Жылуөткізгіштік коэффициенті. Жылуөткізгіштің негізгі теңдеуін Фурье заңынан жазады. Бұл заң бойынша жылуөткізгіштік арқылы берілген жылу мөлшері dQ , температура градиентіне dt/dn , уақытқа dt және жылу ағынына перпендикуляр жатқан қима беттің ауданына dF тура пропорционал.

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau, \quad \frac{Bm}{K \cdot m}. \quad (2.2)$$

Теңдеудегі λ – коэффициенті жылуөткізгіштік коэффициенті деп аталады.

λ – бір уақыт ішінде 1 м^2 жылуалмасу бетіндегі температуралар айырмасы 1 градус болып, изотермиялық бетке нормаль жатқан қабырға қалыңдығының бірлігінен (1 м), жылуөткізгіштік арқылы өткен жылу мөлшерін көрсетеді, яғни ол дененің жылуөткізгіштік қабілетін сипаттайды.

Жылуөткізгіштіктің дифференциалдық теңдеуі. Жылуөткізгіштік арқылы жылу таралуы үдерісін дифференциалдық теңдеу арқылы өрнектеуге болады.

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \frac{\lambda}{c\rho} \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right). \quad (2.3)$$

немесе қысқартылған түрде

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t. \quad (2.4)$$

Мұндағы $a = \frac{\lambda}{c\rho}$ – температураөткізгіштік коэффициенті,

$\text{м}^2/\text{с}$.

Температураөткізгіштік коэффициенті a дененің жылу инерциялық қасиетін сипаттайды, яғни жылуөткізгіштігі көп дене тезірек қызады немесе тезірек суынады.

Егер жылуөткізгіштік қалыптасқан үдеріс болса, онда

$\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$ болады да (2.3) теңдеуі былай жазылады: $a \nabla^2 t = 0$,

бірақ $a \neq 0$, сондықтан тек $\nabla^2 t = 0$ болады, ашып жазсақ

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = 0. \quad (2.5)$$

(2.5) теңдеуі қозғалыссыз ортадағы қалыптасқан жылуөткізгіштік үдерісінің дифференциалдық теңдеуі.

Жылуалмасу қондырғыларындағы жылуберу беті негізінен

жазық, цилиндрлік немесе сфералық түрде болып келеді. Сондықтан жылуөткізгіштікпен жылудың таралуын осы геометриялық беттер арқылы есептеудің үлкен тәжірибелік мәні бар.

2.2. Конвективтік жылуалмасу үдерісі

Сұйықтар ағысы қаншалықты қарқынды, яғни турбулентті болса, соғұрлым конвекция арқылы жылуалмасу күшті болады. Ағындағы жылуалмасу жылуөткізгіштік пен конвекция арқылы болса, конвективтік жылуалмасу деп аталады.

Жылуберу. Ньютон заңы. Сұйықтан қатты денеге, немесе керсінше қатты денеден сұйыққа жылуалмасу беті арқылы берілетін жылу мөлшері, қабырға бетіне $t_{\text{каб}} - t_o = \Delta t$ және уақытқа тура пропорционал болады. Математикалық түрде былай жазылады:

$$dQ = \alpha(T_{\text{каб}} - T_o)dF d\tau, \quad (2.6)$$

мұндағы dQ – берілген жылу мөлшері, Дж; α – жылуберу коэффициенті, $\text{Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$; dF – қабырға беті, м^2 ; $T_{\text{каб}}$, T_o – қабырға және орта температуралары, $^\circ\text{C}$; $d\tau$ – уақыт, с.

Бұл теңдеудегі негізгі есептелінетін шама жылуберу коэффициенті α -ның физикалық мәні: ол қабырға мен тамшылы сұйықтың (газдың) арасындағы жылуалмасудың қаншалықты қарқынды өтетіндігін сипаттайды.

Жылуберу коэффициенті өте көп факторларға байланысты өзгеріп отырады. Яғни, $\alpha = f(w, \rho, \lambda, c, \mu, \beta, d, h, l, e)$, осыған байланысты α -ны есептеу үшін ұқсастықтар теориясы пайдаланылады.

Конвективтік жылуалмасудың дифференциалдық теңдеуі. Конвективтік жылуалмасу жылуөткізгіштік және конвекция арқылы өтеді. Конвективтік жылуалмасудың дифференциалдық теңдеуі немесе Фурье-Кирхгоф теңдеуі былай жазылады:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z = a \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right), \quad (2.7)$$

бұл теңдеу қозғалыстағы сұйық ішіндегі температураның таралуын өрнектейді.

Қатты денелер үшін $w_x=w_y=w_z=0$ болғандықтан, теңдеу жылуөткізгіштіктің дифференциалдық теңдеуіне айналады.

Қалыптасқан жылуалмасуда $\frac{\partial t}{\partial \tau} = 0$ болады.

Жылуалмасу үдерістерінің ұқсастықтар теңдеулері. Жылуберу коэффициенті α -ны анықтау үшін Навье-Стокс және үздіксіздік теңдеулерін интегралдап шешу керек. Бірақ оны шешу өте қиын. Сондықтан α -ны анықтау үшін ұқсастықтар теориясынан алынған критерийлерді пайдаланады.

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}.$$

Нуссельт саны қалыптасқан ағындағы қабырға мен ағын ядросы арасындағы жылуалмасу үдерісінің ұқсастығын сипаттайды. Қалыптаспаған ағында $\frac{\alpha l}{\lambda} = \beta$ – Био саны деп аталады.

$$Fo = \frac{a \cdot \tau}{l^2}.$$

Фурье саны қалыптаспаған жылуалмасу үдерісін сипаттайды.

$$Pe = \frac{w \cdot l}{a}.$$

Пекле саны – конвективтік жылуалмасудағы жылуөткізгіштік пен конвекция арқылы өтетін жылу мөлшерінің қатынастарын сипаттайды.

$$Pr = \frac{Pe}{Re} = \frac{\nu}{a}.$$

Прандтль саны – конвективтік жылуалмасудағы жылу-тасымалдағыштардың физикалық қасиеттерінің ұқсастығын сипаттайды.

Ерікті конвекция арқылы жылу алмасқанда жүйенің әр нүктесіндегі қысымын есепке алсақ, Архимед санын жазамыз:

$$Ar = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho_c - \rho_{bl}}{\rho_{bl}},$$

мұндағы ρ_c , ρ_{bl} – суық және ыстық сұйықтардың тығыздықтары.

Жылу үдерістеріндегі жүйенің әртүрлі нүктесіндегі қысымдар айырмасы Δt әсерінен пайда болатындықтан, $(\rho_c - \rho_{bl}) / \rho_{bl}$ шамасын $\beta \Delta t$ алмастырып, Грасгоф санын аламыз.

$$Gr = \frac{gl^3}{\nu^2} \beta \Delta t,$$

мұндағы β – жылутасымалдағыштың көлемдік ұлғаю коэффициенті.

Грасгоф критерийі – сұйықтар ағынының табиғи конвекция жағдайындағы гидродинамикалық кезеңін сипаттайды.

Осы алынған ұқсастық сандар жылуды конвекциямен берудің ұқсастықтар теңдеуін алуға мүмкіндік береді.

$$f(Re, Gr, Pr, Fo) = 0.$$

Мұндағы Nu біркелкі жағдайлардан құралмағандықтан ұқсастықтың анықталатын саны болады, сонда

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo).$$

Есептеуді жеңілдету үшін, егер жылуалмасу қалыптасқан болса

$$Nu = f(Re, Gr, Pr).$$

Еріксіз конвекция кезіндегі критерийлік теңдеуде Gr критерийі алынып тасталынады

$$Nu = f(Re, Pr), \text{ немесе } Nu = A Re^n Pr^m. \quad (2.8)$$

Ерікті конвекция кезіндегі критерийлік теңдеуде Re критерийі алынып тасталынады

$$Nu = (Gr, Pr), \text{ немесе } Nu = ARe^n Pr^m, \quad (2.9)$$

осыдан

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{l}. \quad (2.10)$$

Сұйықтардың еркін ағуындағы жылуберу. Сұйықтардың еркін ағуы (еркін конвекция) ыстық және суық бөлшектердің қысымының салдарынан болады. Мұндағы жылуберудің ұқсастық теңдеуі бойынша жазылады:

$$Nu = c(GrPr)^m. \quad (2.11)$$

Мұндағы c, m – тұрақтылар, олар сұйықтардың қандай кезеңде ағуына байланысты болады:

ламинарлық кезеңде $Gr \cdot Pr < 5 \cdot 10^2$, мұндағы $c = 1,18$
 $n = 0,125$;

өтпелі кезеңде $Gr \cdot Pr = 5 \cdot 10^2 \div 2 \cdot 10^7$, мұндағы $c = 0,54$
 $n = 0,25$;

турбулентті кезеңде $Gr \cdot Pr > 2 \cdot 10^7$, мұндағы $c = 0,135$
 $n = 0,33$.

Грасгоф критерийін есептегенде (2.28) бойынша анықтаушы геометриялық өлшем ретінде цилиндрлік және сфералық денелер үшін диаметр, ал жазық қабырға үшін олардың биіктігі алынады. Анықтаушы температура ретінде шекаралық қабаттың орташа температурасы $t = 0,5(t_k + t_c)$ алынады. Осы температура бойынша керекті физикалық мәндердің шамалары анықталады.

Сұйықтардың еріксіз ағуындағы жылуберу. Сұйықтардың еріксіз ағуы кезіндегі жылуберудің қарқындылығы бірінші кезекте сұйықтардың ағу кезеңіне байланысты.

Ламинарлы кезеңдегі ($Re < 2300$) жылуберу сұйықтардың еркін және еріксіз қозғалыстарымен анықталады. Ламинарлы кезеңдегі жылуберуді есептеу үшін мына теңдеу пайдаланылады

$$Nu = 0.43 Re^{0.33} Pr^{0.43} Gr^{0.1} (Pr/Pr_{қаб})^{0.25}. \quad (2.12)$$

Бұл теңдеу $l/d > 50$ болған кезде дұрыс, мұндағы l – құбыр ұзындығы, м. Анықталмаған шама ретінде каналдың

эквивалентті диаметрі d_3 алынған. Яғни $d_3 = \frac{4f}{\Pi}$, мұндағы

f – каналдың көлденең қимасы, m^2 ; Π – каналдың суланған бөлігінің периметрі; дөңгелек құбыр қимасы үшін $d_3 = d$.

Nu , Re , Pr , Gr сандарының физикалық мәндері сұйықтың орташа температурасы кезінде табылған, ал $Pr_{қаб}$ қабырға температурасымен анықталған.

Өтпелі кезеңде яғни $2300 < Re < 10000$ кезінде жылуберуді анықтауға мына теңдеу қолданылуы мүмкін:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}. \quad (2.13)$$

Турбулентті кезеңде, яғни $Re < 10000$ болған кезде жылуберу тек қана сұйықтың қозғалысы мен қасиеттеріне байланысты болады. Мұндағы қолданылатын теңдеу:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr/Pr_{қаб})^{0,25}. \quad (2.14)$$

Агрегаттық жағдай өзгергендегі жылуберу. Жылуалмасу үдерісінде көп жағдайда қыздырылатын немесе суытылатын заттар өздерінің агрегаттық жағдайын өзгертеді: буланады, суланады, балқиды немесе кристалданады. Жылуалмасу үдерісінің мұндағы ерекшелігі сол, мұндағы жылу заттарға тұрақты температура кезінде беріледі немесе алынады, ал оның таралуы бір фазада емес, екі фазада өтеді. Жылуберудің осы ерекшелігін ескеруде қосымша ұқсастық сан алады.

$$K = \frac{r}{c \Delta t},$$

мұндағы K – бүтүзілу немесе конденсациялану жылуы; c – конденсаттың жылусыйымдылығы; r – бүтүзілу жылуы.

$\Delta t = t_{қаныққан} - t_{қабырға}$, яғни мұндағы bu өзінің қанығу температурасынан төмен температуралы қабырғамен жанасып конденсацияланудағы температуралар айырымы.

K – фазалар шекарасындағы агрегаттық жағдайдың өзгеруі салдарынан болатын ағатын сұйықтың салыстырмалы өзгеру мөлшерін сипаттайды. Басқаша айтқанда, заттың агрегаттық күйінің өзгерісін сипаттайды.

2.3. Жылулық сәуле шығару үдерісі

Егер дене бетіне сәулелі энергия түссе, ол мына теңдеумен өрнектеледі:

$$Q_A + Q_R + Q_D = Q;$$

$$\frac{Q_A}{Q} = A; \quad \frac{Q_R}{Q} = R; \quad \frac{Q_D}{Q} = D.$$

Сонда теңдеуді мына түрде жаза аламыз $A + R + D = 1$.

Мына жағдайларда:

Егер $A=1$, ($R=D=0$) – денеге түскен сәуленің барлығы сіңіріледі. Абсолюттік қара дене деп аталады.

Егер $R=1$, ($A=D=0$) – денеге түскен сәуленің барлығы шағылысады. Абсолюттік ақ дене деп аталады.

Егер $D=1$, ($A=R=0$) – денеге түскен сәуленің барлығы өтіп кетеді. Абсолюттік мөлдір дене деп аталады.

Табиғатта мұндай жеке абсолюттік қасиеттері бар денелер жоқ. Олар бірлескен күйде болады. Мысалы қатты денелер үшін $D=0$, $R+A=1$. Нақты жағдайларда денеге түскен сәулелік энергияның бір бөлігі шағылысады, бір бөлігі өтіп кетеді, ал бір бөлігі сіңіріледі. Мұндай денелерді сұр денелер деп атайды.

Беті F дененің τ уақытта шығаратын сәулелі энергия мөлшері дененің сәуле шығару қабілеттілігі деп аталады.

$$E = \frac{Q}{F\tau}; \frac{Bm}{m^2}.$$

Жылулық сәуле шығару үдерісін бірнеше заңдар сипаттайды.

Стефан-Больцман заңы: абсолюттік қара дененің сәуле шығару қабілеттілігі оның абсолюттік температурасының төртінші дәрежесіне тура пропорционал.

$$E = K_0 T^4, \quad (2.15)$$

мұндағы $K_0 = 5,67 \cdot 10^{-8} Bm/(m^2 \cdot K^4)$ – абсолюттік қара дененің сәуле шығару константасы.

Техникалық есептеулер жүргізгенде теңдеуді мына түрде қолданған тиімді

$$E = C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (2.16)$$

мұндағы $C_0 = k_0 \cdot 10^8 = 5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ – абсолюттік қара дененің сәуле шығару коэффициенті.

Стефан-Больцман заңын сұр денелерге де қолдануға болады. Сұр дененің сәуле шығару коэффициентінің абсолюттік қара дененің сәуле шығару коэффициентіне қатынасы салыстырмалы сәуле шығару қабілеттілігі немесе сұр дененің қаралық дәрежесі деп аталады. Осыған байланысты Стефан-Больцман заңын былай жазады:

$$E = \varepsilon C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4, \quad (2.17)$$

мұндағы $\varepsilon = C / C_0$ – сәуле шығарудың салыстырмалық коэффициенті немесе сұр дененің қаралық дәрежесі; C – сұр дененің сәуле шығару коэффициенті.

Сұр дененің сәуле шығару және сәулені сіңіру қабілеттілігі арасындағы байланысты Кирхгоф заңы бойынша табады.

Кирхгоф заңы абсолюттік қара дене мен сұр дененің арасындағы сәуле алмасуынан алынған, яғни бірдей температурадағы кез-келген дененің сәуле шығару қабілеттілігінің сәуле сіңіру қабілеттілігіне қатынасы тұрақты шама болады және ол абсолютті қара дененің сәуле шығару қабілеттілігіне тең. Математикалық түрде

$$E_0 = \frac{E}{A}, \quad (2.18)$$

мұндағы E_0 – абсолютті қара дененің сәуле шығару қабілеттілігі; E – сұр дененің сәуле шығару қабілеттілігі; A – сұр дененің сәуле сіңіру қабілеттілігі.

Сәуле шығару арқылы жылуалмасу. Температурасы абсолютті нөлден жоғары болған денелер арасында сәуле

шығару арқылы жылуалмасуы болуы мүмкін. Мұндай энергияның алмасуы кезінде, температурасы жоғары дене температурасы төмендеу денеге қосымша жылу береді. Мысалы параллель жатқан қатты екі дене төмендегі теңдеу бойынша жылу алмасады.

$$Q = C_{1-2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] F, \quad (2.19)$$

мұндағы C_{1-2} – өзара сәуле шығару коэффициенті.

$$C_{1-2} = \varepsilon_K C_0,$$

мұндағы ε_K – келтірілген қаралық дәреже; C_0 – абсолютті қара дененің сәуле шығару коэффициенті.

Күрделі жылуалмасу. Көптеген жағдайларда жылу үдерістеріндегі жылу таралуы бір мезгілде жылуөткізгіштік, конвекция және жылулық сәуле шығару үдерісінің екеуі немесе үшеуінің қатысуымен өтеді. Осындай жылуалмасу үдерістерін күрделі жылуалмасу деп атайды. Мысалы қабырға мен сұйық арасындағы жылуалмасу үдерісіндегі конвекция мен жылулық сәуле шығару арқылы берілген жылу мөлшерін мына теңдікпен өрнектеуге болады:

$$Q = Q_K + Q_c = (\alpha + \alpha_c)(t_{каб} - t_c)F \quad (2.20)$$

немесе

$$Q = \alpha^* (t_{каб} - t_c)F,$$

мұндағы $\alpha^* = \alpha_K + \alpha_c$ – жалпы жылуберу коэффициенті; α_K – конвективті жылуберу коэффициенті; α_c – сәуле шығарудың жылуберу коэффициенті; $t_{каб}$ – жылу беретін қабырғаның температурасы; t_c – жылу қабылдап алатын сұйық бетінің температурасы.

2.4. Жылуөту үдерісі

Жылу үдерістерінде жылу бір жылутасымалдағыштан екінші жылутасымалдағышқа өтеді және ол көптеген жағдайларда, оларды бөлетін қабырға арқылы беріледі. Бұл жағдайда бір жылутасымалдағыштан қабырғаға және қабырғадан екінші жылутасымалдағышқа конвекциямен, ал қабырға арқылы жылуөткізгіштікпен беріледі. Осындай жылуалмасуды жылуөту деп атайды. Мұндағы өтетін жылу мөлшері жылуалмасудың негізгі теңдеуімен өрнектеледі.

$$Q = K \Delta t F \tau, \quad (2.21)$$

мұндағы K – барлық жылуалмасу бетіне ортақ, орталар арасындағы жылуөту коэффициенті, Вт/м²К.

Жылуөту коэффициентінің физикалық мәні: беті 1м² болған қабырға арқылы температуралар айырмасы 1К жағдайында, температурасы жоғары жылутасымалдағыштан температурасы төмен жылутасымалдағышқа 1с уақыт ішінде өтетін жылу мөлшерін көрсетеді.

Жылуөту коэффициентінің бір қабатты қабырға үшін анықталу теңдеуі

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{каб}}}{\lambda_{\text{каб}}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (2.22)$$

мұндағы $\delta_{\text{каб}}$ – қабырға қалыңдығы, м; $\lambda_{\text{каб}}$ – жылуөткізгіштік коэффициенті, Вт/(м·К); α_1 – жоғары температуралық жылутасымалдағыштың жылуберу коэффициенті, Вт/(м²·К); α_2 – төменгі температуралық жылутасымалдағыштың жылуберу коэффициенті, Вт/(м²·К).

Жылуөту коэффициентінің көп қабатты қабырға үшін анықталу теңдеуі

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_{\text{каб}i}}{\lambda_{\text{каб}i}} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (2.23)$$

мұндағы i – қабаттардың реттік саны; n – қабаттардың жалпы саны.

Цилиндрлік қабырғадан жылуөтуі кезіндегі жылуөту теңдеуін мына түрде жазады:

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \frac{1}{2\lambda_{\text{каб}}} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\alpha_2 d_2}}, \quad (2.24)$$

мұндағы K_L – сызықтық жылуөту коэффициенті, (Вт/м·К); d_1 және d_2 – цилиндрдің ішкі және сыртқы диаметрлері.

Көп қабатты цилиндрлік қабырғаның жылуөту коэффициенті

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1 d_1} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{2\lambda_{\text{каб}i}} \ln \frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}}}. \quad (2.25)$$

Жылуалмасу үдерістерінің қозғаушы күші. Жылуалмасу үдерістерінің қозғаушы күші Δt болады. Жылу температурасы жоғары ортадан температурасы төменгі ортаға таралады. Осыған байланысты бір жылутасымалдағыштан екінші жылутасымалдағышқа өтетін жылу, ол жылутасымалдағыштардың қандай бағытта қозғалатынына байланысты орташа Δt арқылы есептелінеді. Негізгі жылутасымалдағыштардың ағу бағыты: бір бағыттағы ағын; қарама-қарсы ағын; айқасқан ағын деп бөлінеді.

Жылутасымалдағыштардың бір бағыттағы және қарама-қарсы бағыттағы ағынындағы орташа температурасын анықтауда мына теңдеу қолданылады:

$$\Delta t_{op} = \frac{\Delta t_y - \Delta t_k}{\ln \frac{\Delta t_y}{\Delta t_k}} = \frac{\Delta t_y - \Delta t_k}{2,3 \lg \frac{\Delta t_y}{\Delta t_k}}, \quad (2.26)$$

мұндағы Δt_y – температуралардың үлкен айырмашылығы; Δt_k – температуралардың кіші айырмашылығы.

Жылутасымалдағыштардың температураларының азғана айырмашылығы болған кезінде, яғни $\Delta t_y / \Delta t_k \leq 2$ кезінде Δt_{op} -ны орташа арифметикалық жолмен табуға болады

$$\Delta t_{op} = \frac{\Delta t_y + \Delta t_k}{2},$$

осылай есептегендегі қателік 4 %-дан аспайды.

Жылутасымалдағыштардың карама-қарсы бағыттағы ағынындағы нобай басқа нобайлармен салыстырғанда ең жақсы жылуөту үдерісі болып табылады.

2.5. Буландыру үдерісі

Буландыру үдерісі деп ұшпайтын заттардың сұйық еріткіштердегі ертіндісін қайнату нәтижесінде еріткішті буландырып бөліп алып, ұшпайтын заттар ертінділерін қоюландыру әдісін айтады.

Өндіріс орындарында негізінен бір корпусты немесе көп корпусты буландыру қондырғылары қолданылады.

Буландыру қондырғыларын қыздыру үшін негізінен су буы пайдаланылады, бірақ одан басқа да жағу газдары мен жоғары жылутасымалдағыштар (дифениль қоспасы, қатты қыздырылған су, май) немесе қыздырғыштар пайдаланылады.

Буландыруға түсетін ертінділердің негізгі үш қасиетін білу керек: температуралық депрессия; ертіндінің жылусыйымдылығы; еру жылуы.

Температуралық депрессия. Температуралық депрессия деп бірдей қысымдағы ертінді мен еріткіштің қайнау температураларының арасындағы айырманы айтады, яғни $D_d = T_g - T_a$, мұндағы T_g – таза еріткіштің қайнау температурасы; T_a – ертіндінің қайнау температурасы.

Температуралық депрессияны негізінде есептеп шығармайды. Оны тәжірибе жүзінде құрастырған кестелерден алады.

Ертіндінің жылусыйымдылығы деп бірлік көлемдегі сұйық темературасын 1К көтеруге жұмсалатын жылу мөлшерін

айтады. Ол температура мен ерітілген заттың концентрациясының функциясы болып табылады. Ерітінділердің жылусыйымдылықтарын анықтамалардан алады.

Еру жылуы деп ерітіндінің балку жылуы мен химиялық әрекеттесулерінің жинағын айтады. Балку жылуы – егер қатты зат ерігенде, олар еріткішпен әрекеттеспесе онда ерітіндінің температурасы төмен деп атайды, өйткені қатты заттың кристалл торын бұзуға энергия жұмсалады. Осы энергияны балку жылуы деп атайды.

Жай буландырудың материалдық балансы. Үдеріс бір корпусты буландыру қондырғыларында өткізіледі. Біз үздіксіз қондырғыны қарастырамыз.

Үдерістің материалдық балансы былай жазылады:

$$G_{\delta} = G_c + W ,$$

$$G_{\delta} \bar{x}_{\delta} = G_c \bar{x}_c + W ,$$

мұндағы G_B – бастапқы ерітінді мөлшері, кг/с; G_C – буландырылған ерітінді мөлшері, кг/с; W – буландырылған су мөлшері, кг/с; x_B , x_C – бастапқы және буландырылған ерітінді концентрациясы, мольдік үлес.

Осы (2.38) және (2.39) теңдіктерді теңестіріп табамыз:

$$W = G_B \left(1 - \frac{x_B}{x_C} \right) ,$$

осыдан буландырылған ерітіндінің концентрациясы

$$x_C = G_B \frac{x_B}{G_B - W} .$$

Бұл теңдіктерді буланатын судың мөлшерін берілген концентрациясы бойынша немесе керісінше табу үшін пайдаланады.

Жай буландырудың жылу балансы. Үдерістің жылу балансы былай жазылады:

$$D = G_B \frac{c_C t_B - G_B t_C + x_C \Delta q}{H - H_K} + W \frac{H_{\text{бул}} - c_B t_B}{H - H_K} + \frac{Q_{\text{ж}}}{H - H_K},$$

мұндағы D – буландыратын біріншілік будың шығыны, кг/сағ;
 H – буландыратын біріншілік будың энтальпиясы, кДж/кг; $H_{\text{бул}}$ –
 екіншілік будың энтальпиясы, кДж/кг; H_K – конденсаттың
 энтальпиясы, кДж/кг; Δq – ерітіндінің X_C -дан X_B -ға дейін
 сұйытылғандағы сұйытылу жылуы, кДж/кг; $Q_{\text{ж}}$ – қоршаған
 ортаға кеткен жылу, кДж/кг; c_B мен c_C – бастапқы және соңғы
 ерітінділердің жылусыйымдылықтары.

Теңдеу үш қосылғыштан тұрады: буландырылатын
 ерітіндінің энтальпиясын өзгертуге керекті будың шығынынан,
 екіншілік буды алуға кететін будың шығынынан және сыртқы
 ортаға жоғалатын жылуды конденсациялайтын БУ шығынынан.

2-қосылғышқа қарағанда 1 мен 3-ші қосылғыштардың
 маңыздары шамалы, сондықтан есептегенде көбінесе тек 2-ні
 пайдаланады, яғни $H_{\text{бул}} - G_{\text{н}} t_{\text{н}} \approx H - H_K$.

Буландыратын қондырғының қыздыру бетін жылуалмасу-
 дың негізгі теңдеуі бойынша табады, $Q = K \Delta t_m F$ – теңдеуін
 буландыру үдерісіне сәйкестеп былайша жазады:

$$F = D(H - H_K) / K \Delta t, \quad (2.27)$$

мұндағы $\Delta t_m = \Delta t$ – температураның пайдалы айырмашылығы, °C;
 $Q = D(H - H_K)$ – қыздыратын будың буландырылатын ерітіндігі
 беретін жылу мөлшері, кДж/сағ.

Температураның пайдалы айырмашылығы қыздырушы
 және екіншілік будың айырмасы болып табылады

$$\Delta t = (T - t_{\text{конд}}) - \sum \Delta, \quad (2.28)$$

немесе

$$\Delta t = \Delta t_{\text{жалпы}} - \sum \Delta_i. \quad (2.29)$$

Мұндағы T – қыздыратын будың температурасы °C; $t_{\text{конд}}$ –
 конденсаторға кіретін екіншілік будың температурасы °C;
 $\Delta t_{\text{жалпы}} = (T - t_{\text{конд}})$ – температураның жалпы айырмашылығы; $\sum \Delta_i$
 – температураның жалпы айырмашылығының жоғалуының
 жинағы.

Температураның жалпы айырмашылығының жоғалуының жинағы мынандай қосындылардан тұрады

$$\sum \Delta = \Delta_r + \Delta_d + \Delta_p,$$

мұндағы Δ_r – температураның жалпы айырмашылығының гидростатикалық әсерден жоғалуы; Δ_d – температуралық депрессия; Δ_p – температураның жалпы айырмашылығының құбырдағы гидравликалық жоғалу әсерінен жоғалуы.

Көпреттік буландыру. Көпреттік буландыруда ысытатын бу ретінде екіншілік бу қолданылады, сондықтан біраз жылу үнемделеді. Мұндай үдерістің өтуі тек жоғары қысымдағы қыздырғыш буларды немесе вакуумды пайдаланғанда ғана жүзеге асады. Көп реттік буландыру, бір-біріне жалғасқан бірнеше буландыру қондырғыларында өтеді. Мұндағы қажетті жағдай алдыңғы қондырғыдан алынған екіншілік бу, келесі қондырғыда біріншілік бу ретінде қолданылуы керек.

Қарама-қарсы ағынды қондырғының артықшылығы оның қыздыру беті аз, кемшілігі ыстық ағында жұмыс істейтін насостар қолдану керек. Тура ағынды қондырғының кемшілігі қарама-қарсы ағында қондырғымен салыстырғанда аздау, сондықтан ол өндірісте кең таралған.

2.6. Ысыту, суыту және конденсациялау үдерістері

Химия өндірісінде ысытудың әртүрлі тәсілдері қолданылады.

Су буымен қыздыру. Қыздырудың ең кең пайдаланылатын тәсілдерінің бірі – қаныққан су буымен 10-12 атм абсолютті қысымда қыздыру. Жоғары қысымдағы буды пайдалану қымбат тұратын аппараттарды қолдануды қажет етеді. Мұндай қысымға сәйкес қаныққан су буымен қыздыру 180^0 – 190^0 С температурамен шектеледі.

«Өткір» бумен қыздыру. «Өткір» бумен қыздыруда, егер қыздырылатын ортамен бу конденсатын араластыруға болатын болса, су буы тікелей қыздырылатын сұйыққа беріледі. Бу конденсацияланып, жылуын қыздырылатын сұйыққа береді, ал конденсат сұйықпен араласып кетеді.

Егер қыздырылумен қатар сұйықты араластыру қажет

болса, онда бу барботерлер арқылы беріледі. Барботер – аппараттың түбіне сұйық ішіне спираль немесе сақина түрде орнатылған тесіктері бар құбырлар.

«Тұйық» бумен қыздыру. Егер қыздырылатын сұйықпен буды жанастыруға болмайтын болса, онда «тұйық» бумен қыздыру қолданылады. Бұл жағдайда сұйық бумен олардың бөлетін қабырғалары бар көйлекті, ирек құбырлы аппараттарда қыздырады.

Қыздыратын «тұйық» бу толық конденсацияланып, бу кеңістігімен конденсат түрінде шығарылады. Конденсат температурасын қаныққан қыздырушы бу температурасына тең деп алуға болады.

Пеш газдарымен қыздыру. Түтін немесе пеш газдары ең ескіден қолданылатын қыздыру агенттерінің қатарына жатады. Бұл тәсілмен 1000–1100 °С дейін қыздыруға болады. Түтін газдары қатты, сұйық және газ тәрізді отындарды (көбінесе атмосфералық қысымда) әртүрлі қазандықтар мен пештерде жағу арқылы алады.

Пеш газдарына тән ең елеулі кемшіліктер: қыздыру біркелкі еместігі, қыздыру температурасын реттеудің қиындығы, газдан қабырғаға жылу беру коэффициенттерінің төмендігі.

Жоғары температуралық жылу тасымалдағыштармен қыздыру. Химия технология үдерістерінде жиі жоғары температуралы жылу тасымалдағыштармен қыздыру пайдаланылады. Жылу тасымалдағыштар әдетте жылуды пеш газдарынан немесе электр тогынан алып, оны қыздырылатын материалға береді, сөйтіп, аралық жылу тасымалдағыштар болып табылады.

Мұндай тасымалдағыштар ретінде көп қыздырылған су, минералды майлар, жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар, балқытылған тұздар қоспасы, т.б. қолданылады.

Қабы маймен толтырылған аппаратта қыздыру тәсілдің ең қарапайым түріне жатады. Пеш газдары қапты жанамалай өтіп, жылуын майға береді, ал май аппарат қабырғасы арқылы қыздырылатын материалға береді. Майлармен қыздырудың жоғарғы шегі 250-300 °С температураларымен шектеледі.

Минералды майлардың жылуберу коэффициенттері төмен.

Балқытылған тұздармен қыздыру. Жоғары температуралы органикалық жылу тасымалдағыштар үшін шекті температурадан жоғары температураға дейін қыздыру қажет кезде, біркелкі қыздыру үшін бейорганикалық сұйық металдар қолданылады.

Әртүрлі бейорганикалық тұздар мен қорытпалар ішінен ең жоғары практикалық маңызы бары нитрит-нитрат қоспасы (40 % NaNO_2 , 7 % NaNO_3 , 53 % KNO_3). Бұл қоспамен атмосфералық қысымда 500–540 °C температураға дейін қыздыруға пайдаланады.

Бұл қоспа өте күшті тотықтырғыш, сондықтан жоғары температураларда оның органикалық заттармен жанасуы болмауы керек.

Жоғары температуралы тиімді жылутасымалдағыштар ретінде сынап, қорғасын және басқа да жеңіл балқығыш металдар тиімді қолданылуы мүмкін.

Суыту үдерісі. Кәдімгі температураларға (шамамен 10–30 °C) дейін суытуда әдетте оңай табылатын және арзан суытқыш агенттер – су мен ауа қолданылады.

Ауамен салыстырғанда су үлкен жылусыйымдылықтармен, жоғарырақ жылуберу коэффициенттерімен ерекшеленеді және төменірек температураларға дейін суытуға мүмкіндік туғызады.

Сумен және ауамен суыту әртүрлі жылуалмастырғыштарда өткізіледі, суытылатын орталар не қабырғамен бөлінеді (егер кейбір себептермен оларды жанастыруға болмайтын болса), не тікелей өзара жанасады.

Суытылатын сұйықтың температурасын нөлге жақын қылу қажет болса, суыту мұзбен жүргізіледі.

Конденсациялау үдерісі. Химия өндірісінде әртүрлі заттардың буларынан жылуды шығару арқылы конденсациялау (сұйылту) үдерістері кең тараған. Конденсация конденсатор деп аталатын аппараттарда жүргізіледі. Оны химия-технологиялық үдерістерде жиі пайдаланады, мысалы, буландыруда, вакуум-кептіруде, қысымсыз күй жасау үшін. Конденсациялауды екі түрге бөледі: беттік (немесе жай конденсация), онда конденсацияланатын булар мен суытушы агент қабырғамен бөлінеді, ал бұлардың

конденсациясы қабырғаның ішкі және сыртқы беттерінде өтеді; араластырумен конденсациялау, мұндағы конденсацияланатын булар суытушы агентпен тікелей жанасады.

2.7. Гидродинамикалық және жылуалмасу үдерістеріне есептеулер

1-есеп. Ауа шығынын анықтау

Бір жүрістік құбырлы жылуалмастырғыштан (ішіндегі құбырлардың жалпы саны $n=67$, құбырлардың сыртқы диаметрі 72 мм, қабырғаларының қалыңдығы 2 мм) 50 °С орташа температура мен 4,5 кгс/см² қысымда (манометр бойынша) 9 м/с жылдамдықпен ауа өтеді. Барометрлік қысым 740 мм сынап бағанасына тең. Анықтау керек: а) ауаның массалық шығынын; б) жұмыстық жағдайдағы ауаның көлемдік шығынын; в) қалыпты жағдайдағы ауаның көлемдік шығынын.

Шешуі. Қалыпты жағдайдағы ауаның тығыздығы $\rho_0=1,293$ кг/м³.

Жұмыстық қысым (абсолюттік):

$$P = P_{\text{бар}} + P_{\text{ман}} = 740 \cdot 133,3 + 98100 \cdot 4,5 = 540092 \text{ Па,}$$

немесе

$$P = P_{\text{бар}} + P_{\text{ман}} = 740 + 735 \cdot 4,5 = 4047,5 \text{ мм сын. бағ.}$$

Жұмыстық жағдайдағы ауаның тығыздығы:

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} = 1,293 \frac{540217 \cdot 273}{101300 \cdot (273 + 50)} = 5,82 \text{ кг/м}^3,$$

немесе

$$\rho = \rho_0 \frac{p T_0}{p_0 T} = 1,293 \frac{4047,5 \cdot 273}{760 \cdot (273 + 50)} = 5,82 \text{ кг/м}^3.$$

Ауаның массалық шығыны:

$$M = V_p = w_{fp} = w_n \cdot 0,785 d^2 \rho = 9 \cdot 67 \cdot 0,785 \cdot 0,068^2 \cdot 5,82 = 12,75 \text{ кг/с.}$$

Жұмыстық жағдайдағы ауаның көлемдік шығыны:

$$V=M/\rho =12,75/5,82=2,19 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Қалыпты жағдайға келтірілген ауаның көлемдік шығыны:

$$V_o=M/\rho_o=12,75/1,293 =9,86 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	Құбыр- лардың сыртқы диаметрі мен қалың- дығы, мм	Ауа- ның қысы- мы, кгс/см ²	Ауаның жылдам- дығы, м/с	Нұсқ. №	Құбыр- лардың сыртқы диаметрі мен қалың- дығы, мм	Ауаның қысымы, кгс/см ²	Ауаның жылдам- дығы, м/с
1	2	3	4	5	6	7	8
1	22x2	2	8	16	18x4	12	9
2	25x3	3	10	17	16x3	3	3
3	26x2,5	5	11	18	17x3	5	4
4	25x2	4	13	19	15x4	15	12
5	30x3	4	15	20	25x4	6	7
6	27x3,5	6	6	21	26x3	8	13
7	18x2	7	9	22	25x4	17	12
8	16x1,5	8	11	23	22x3	4	13
9	17x2	7	9	24	20x2	2	17
10	15x1,5	1	10	25	18x1	2	4
11	17x2	2	12	26	16x3	5	9
12	16x3	3	9	27	17x5	25	12
13	19x3	4	5	28	18x4	12	14
14	12x2	5	12	29	16x2	3	3
15	10x1,2	2	7	30	17x3	2	14

2-есеп. Қажетті насос қуаттылығын есептеу

Шығыны 25 м³/сағ болатын минералды май, диаметрі 108x4 мм құбырмен, 10 м биіктікте тұрған ыдысқа айдалып құйылады. Құбырдың горизонтальды бөлігінің ұзындығы 250 м.

Мұнда 50 °С кезіндегі және ПЭК 0,5 болатын насостың қажетті айдау қуаттылығын есептеу керек. 50 °С кезіндегі майдың салыстырмалы тығыздығы 0,89, ал тығыздықтың динамикалық коэффициенті 0,187 Па·с болады.

Шешуі. Майдың жылдамдығы:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{V}{\frac{\pi}{4} \cdot d^2} = \frac{25}{0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 3600} = 0,88 \text{ м/с.}$$

Рейнольдс критерийі:

$$Re = \frac{dw\rho}{\mu} = \frac{0,1 \cdot 0,88 \cdot 890}{0,187} = 421,03.$$

Яғни, бұл жағдайда ламинарлық кезең болады.

50 °С температурада үйкеліске кеткен қысымды анықтаймыз

$$\Delta p_{\text{үйк}} = \frac{32Lw\mu}{d^2} = \frac{32 \cdot 250 \cdot 0,88 \cdot 0,187}{0,1^2} = 1,3 \cdot 10^5 \text{ Па.}$$

Сұйықты көтеруге кеткен қысымды анықтаймыз

$$\Delta p_{\text{көтер}} = h \cdot \rho_{\text{май}} \cdot g = 10 \cdot 890 \cdot 9,81 = 87309 \text{ Па.}$$

Жылдамдық беруге жұмсалатын қысымның шығыны:

$$\Delta p_{\text{жыл}} = \rho_{\text{май}} \cdot w^2 / 2 = 890 \cdot \frac{0,88^2}{2} = 348,25 \text{ Па.}$$

Осы шаманы және жергілікті кедергілерді жеңуге кететін қысымның жоғалуын аз болатындығына байланысты ескермейміз.

Сонда насостың қажетті қуаттылығы:

$$N = \frac{V\Delta p}{1000\eta} = \frac{25 \cdot (130000 + 87309)}{3600 \cdot 1000 \cdot 0,5} = 3,05 \text{ кВт.}$$

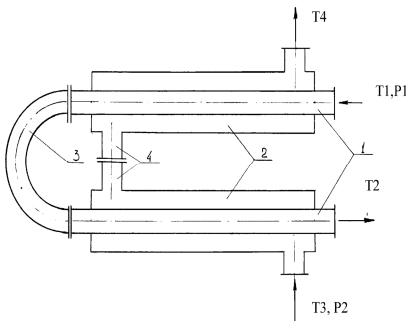
Нұсқалар

Нұсқ. №	Құбырдың диаметрі мен қалыңдығы, мм	Майдың шығыны, м ³ /сағ.	Нұсқ. №	Құбырдың диаметрі мен қалыңдығы, мм	Майдың шығыны, м ³ /сағ.
1	220x2	20	16	180x4	12
2	250x3	30	17	160x3	30
3	260x2,5	50	18	170x3	50
4	250x2	40	19	150x4	15
5	300x3	40	20	250x4	60
6	270x3,5	60	21	260x3	80
7	180x2	70	22	250x4	17
8	160x1,5	80	23	220x3	40
9	170x2	70	24	200x2	20
10	150x1,5	10	25	180x1	20
11	177x2	20	26	160x3	50
12	160x3	30	27	170x5	25
13	190x3	40	28	180x4	12
14	120x2	50	29	160x2	30
15	100x1,2	20	30	170x3	20

3-есеп. Сұйықтың ағу кезеңін және бөлшектің тұну жылдамдығын табу

а) «Құбыр-құбырда» деп аталатын жылуалмастырғыштың құбырлары арасындағы сұйықтың ағу жылдамдығын анықтау керек. Жылуалмастырғыштағы ішкі құбырдың диаметрі 25 мм, қалыңдығы 2 мм, сыртқы құбырдікі 51x2,5 мм; сұйықтың массалық шығыны 5000 кг/сағ, тығыздығы 1150 кг/м³, динамикалық тұтқырлығы $1,2 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

б) Диаметрі 0,39 мм болатын шар түріндегі кварц құмы бөлшегінің суда тұну жылдамдығын анықта. Мұндағы құмның тығыздығы $\rho_k = 2650$ кг/м³, ал су температурасы 20 °С.



2.1-сурет. «Құбыр-құбырда» жылуалмастырғышының көрнісі

а) **Шешуі.** Шығын теңдеуіндегі сұйықтың жылдамдығы:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{m}{\rho \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (D^2 - d^2)} = \frac{5000}{1150 \cdot 0,7859(0,046^2 - 0,025^2) \cdot 3600} = 1,03 \text{ м / с.}$$

Сақиналық қиманың эквивалентті диаметрін анықтаймыз:

$$d_s = \frac{4f}{n} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d = 0,046 - 0,025 = 0,021 \text{ м,}$$

мұндағы D – сыртқы құбырдың ішкі диаметрі, м; d – ішкі құбырдың сыртқы диаметрі, м.

Рейнольдс критерийін анықтаймыз:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{1,03 \cdot 0,021 \cdot 1150}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 20766,26.$$

Яғни, кезең турбулентті.

б) **Шешуі.** Ag критерийін анықтаймыз:

$$Ag = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{0,39^3 \cdot 10^{-9} (2650 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 960,17,$$

мұндағы $\mu_0 = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с, яғни 20 °С кезіндегі судың динамикалық тұтқырлығы.

Нұсқалар (3а-есебі)

Нұсқ. №	Сыртқы құбырдың диаметрі мен қалыңдығы, мм	Сұйықтың массалық шығыны, кг/сағ	Нұсқ. №	Сыртқы құбырдың диаметрі мен қалыңдығы, мм	Сұйықтың массалық шығыны, кг/сағ
1	42x2	800	16	38x4	1900
2	55x3	1000	17	36x3	3000
3	46x2,5	1100	18	47x3	400
4	35x2	1300	19	45x4	1200
5	30x3	1500	20	55x4	700
6	47x3,5	600	21	36x3	1300
7	38x2	900	22	45x4	1200
8	36x1,5	1100	23	32x3	1350
9	47x2	990	24	30x2	1760
10	45x1,5	1020	25	28x1	4200
11	47x2	1290	26	36x3	964
12	56x3	987	27	47x5	1253
13	39x3	520	28	38x4	1442
14	42x2	1250	29	36x2	3600
15	40x1,2	785	30	57x3	1457

$Ar=9,6 \cdot 10^2$ шамасы бойынша $Re=20$ екендігін графиктен табамыз (Қосымша, 1-сурет).

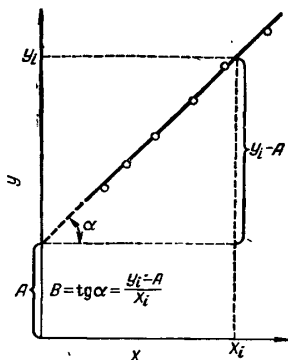
Диаметрі 0,39 мм шар түріндегі кварц құмы бөлшегінің суда тұну жылдамдығын анықтаймыз:

$$w_o = \frac{Re \mu_c}{dp_c} = \frac{20 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,39 \cdot 10^{-3} \cdot 1000} = 0,05 \text{ м/с.}$$

Рейнольдс критерийінің Архимед критерийіне байланыстылығын графикалық түрде анықтауға болады (2.2-сурет):

$$Re = CAr^n.$$

Мұндағы C мен n коэффициенттерін графикалық түрде анықтайды.



2.2-сурет. А мен В коэффициенттерін анықтау графигі

Ол үшін алынған функцияны логарифмдеп сызықтық күйге келтіреміз

$$\lg Re = \lg C + n \cdot \lg Ar.$$

$\lg Re = Y$, $\lg C = A$, $n = B$ және $\lg Ar = X$ деп белгілеп, аламыз:

$$Y = A + BX.$$

А және В тұрақтыларын графикалық анықтайды.

Нұсқалар

Нұсқ. №	Бөлшек диаметрі, мм	Зат тығыздығы, кг/м ³	Нұсқ. №	Бөлшек диаметрі, мм	Зат тығыздығы, кг/м ³
1	0,5; 0,7; 0,9	1680	16	0,2; 0,7; 0,9	3265
2	0,6; 0,7; 0,8	2100	17	0,4; 0,8; 0,9	1254
3	0,9; 1,1; 1,3	2870	18	0,85; 0,9; 1,3	4256
4	1,1; 1,3; 1,5	3500	19	0,78; 1,1; 1,3	3245
5	0,7; 0,8; 0,9	4300	20	0,45; 0,7; 0,8	1235
6	0,4; 0,7; 0,9	5320	21	0,72; 1,3; 1,5	5684
7	0,3; 0,6; 0,9	4210	22	0,42; 0,6; 0,9	3256
8	0,8; 1,0; 1,2	6230	23	0,15; 1,3; 1,5	2145
9	0,2; 0,4; 0,7	1240	24	0,26; 0,4; 0,7	2975
10	1,2; 1,3; 1,5	8000	25	0,38; 0,9; 1,1	9600
11	0,8; 0,9; 1,1	3540	26	0,26; 0,7; 0,9	4321

12	0,7; 0,9; 1,2	2145	27	0,62; 0,7; 0,9	4265
13	0,4; 0,6; 0,9	6542	28	0,32; 0,3; 0,8	1245
14	0,3; 0,7; 0,9	1256	29	0,65; 0,7; 0,8	6423
15	0,1; 0,3; 0,8	5000	30	0,28; 0,7; 0,9	3254

4-есеп. Бөлшектің тұну жылдамдығын есептеу және шаң камерасының сөрелерінің арақашықтығын анықтау

а) Эквиваленттік диаметрі $d_3=4$ мм бұрышты түрдегі қорғасын бөлшегінің суда тұну жылдамдығын анықта. Мұндағы қорғасын бөлшегінің тығыздығы $\rho_k=7560$ кг/м³, ал су температурасы 20 °С.

б) Қалыпты жағдайда, пештегі газдың шығыны 0,4 м³/с кезіндегі, диаметрі 6 мкм болатын колчеданды шаңның бөшектері тақталарға конуы үшін жасалынған, шаң ұстау камерасындағы тақталардың арасындағы арақашықтықты табу керек. Камераның ұзындығы 4,1 м, ені 2,8 м, ал жалпы биіктігі 4,2 м. Камерадағы газдардың орташа температурасы 427 °С. Осы температурадағы газдың тұтқырлығы $0,034 \cdot 10^{-3}$ Па·с, шаң тығыздығы 3500 кг/м³, газ тығыздығы 0,5 кг/м³.

а) **Шешуі.** Дұрыс емес формадағы бөлшектің тұну жылдамдығын Lu критерийінен табамыз. Ол үшін алдын ала Ar -критерийін анықтаймыз:

$$Ar = \frac{d^3 (\rho - \rho_c) \rho_c g}{\mu_c^2} = \frac{4^3 \cdot 10^{-9} (7560 - 1000) 1000 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 4,12 \cdot 10^6,$$

мұндағы $\mu_0=1 \cdot 10^{-3}$ Па·с, яғни 20 °С кезіндегі судың динамикалық тұтқырлығы.

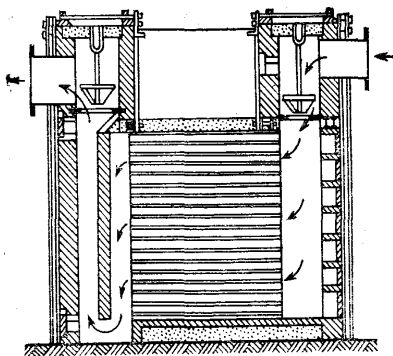
$Ar=4,12 \cdot 10^6$ шамасы бойынша $Lu=3,0 \cdot 10^3$ екендігін графиктен табамыз (Қосымша, 1-сурет).

Тұну жылдамдығын анықтаймыз:

$$w_{\text{түн}} = \sqrt[3]{Lu \mu_o (\rho_k - \rho_o) g / \rho_o^2} = \sqrt[3]{3,0 \cdot 10^3 \cdot 1 \cdot 10^{-3} (7560 - 1000) \cdot 9,81 / 1000^2} = 0,58 \text{ м/с.}$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	Зат бөлшегінің диаметрі, мм	Зат тығыздығы, кг/м ³	Нұсқ. №	Зат бөлшегінің диаметрі, мм	Зат тығыздығы, кг/м ³
1	0,5	1680	16	0,2	3265
2	0,6	2100	17	0,4	1254
3	0,9	2870	18	0,85	4256
4	1,1	3500	19	0,78	3245
5	0,7	4300	20	0,45	1235
6	0,4	5320	21	0,72	5684
7	0,3	4210	22	0,42	3256
8	0,8	6230	23	0,15	2145
9	0,2	1240	24	0,26	2975
10	1,2	8000	25	0,38	9600
11	0,8	3540	26	0,26	4321
12	0,7	2145	27	0,62	4265
13	0,4	6542	28	0,32	1245
14	0,3	1256	29	0,651	6423
15	0,1	5000	30	0,28	3254



2.3-сурет. Шаң камерасы

б) Шешуі. Берілген жағдайдағы газ шығынын анықтаймыз (2.3-сурет).

$$V = 0,4 \cdot (273 + 427) / 273 = 1,02 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Газдың сызықтық жылдамдығы (тақталардың қалыңдығын есептемейміз):

$$W_{\Gamma} = \frac{1,02}{2,8 \cdot 4,2} = 0,087 \text{ м/с.}$$

Газдың камерада болу уақыты:

$$\tau = L/w_{\Gamma} = 4,1/0,087 = 47,01 \text{ с.}$$

Шар тәрізді бөлшектің теориялық тұну жылдамдығын анықтаймыз (ортаның тығыздығын ρ_0 ескермейміз):

$$W_{\tau} = \frac{d^2 \cdot (\rho_k - \rho_e) \cdot g}{18\mu} = \frac{1}{18} \frac{(6 \cdot 10^{-6})^2 \cdot (3500 - 0,5) \cdot 9,81}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,002 \text{ м/с.}$$

Нақты тұну жылдамдығын қабылдаймыз:

$$w_{\tau}' = 0,5 \cdot 0,002 = 0,001 \text{ м/с.}$$

Тақталар арасындағы арақашықтықты анықтаймыз:

$$h = w_{\tau}' \tau = 0,001 \cdot 47,01 \approx 0,047 \text{ м} = 47 \text{ мм.}$$

Тексереміз:

$$Re = \frac{w_{\tau}' d \rho_0}{\mu_0} = \frac{0,001 \cdot 6 \cdot 10^{-6} \cdot 0,5}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 8,9 \cdot 10^{-5}.$$

$Re = 0,00026 < 0,2$, яғни Стокс теңдеуін қолдануға болады. Сондықтан есепті дұрыс деп санаймыз.

Нұсқалар

Нұсқ №	Газ шығы- ны, м ³ /с	Шаң диамет- рі, мкм	Шаң тығыздығы кг/м ³	Нұсқ №	Газ шығы ны, м ³ /с	Шаң диамет- рі, мкм	Шаң тығызды- ғы, кг/м ³
1	0,2	13	2530	16	0,27	8	2478
2	0,25	12	2613	17	0,31	12	2314
3	0,24	11	2435	18	0,27	11	2645
4	0,19	13	2754	19	0,36	11	2132
5	0,31	17	2369	20	0,23	15	2341

6	0,34	12	2458	21	0,17	12	2741
7	0,27	13	2653	22	0,15	13	2846
8	0,31	14	2478	23	0,41	12	2935
9	0,27	9	2314	24	0,28	11	2530
10	0,36	8	2645	25	0,2	13	2613
11	0,23	12	2132	26	0,25	14	2435
12	0,17	11	2341	27	0,24	12	2754
13	0,15	1	2741	28	0,19	13	2369
14	0,41	15	2846	29	0,31	14	2458
15	0,28	13	2935	30	0,34	11	2653

5-есеп. Сулы суспензияны сүзу үшін нутч-сүзгішті есептеу

Құрамында $q_{тв} = 5\%$ қатты фазасы бар сулы суспензияны сүзу үшін қолданылатын нутч-сүзгішті есептеу керек. Тұнбаның ылғалдылығы $u = 45\%$. Сүзгіштің сүзінді бойынша өнімділігі $V_{\phi} = 5 \text{ м}^3/\text{сағ}$. Сүзгіштегі қысымның кемуі $\Delta p = 500 \text{ мм. рт. ст.}$ Тұнбаның меншікті кедергісі $r_0 = 9 \cdot 10^{11} \text{ м}^{-2}$, сүзу бөгетінің кедергісі $R_0 = 2 \cdot 10^9 \text{ м}^{-1}$; қатты фазаның тығыздығы $\rho_1 = 2000 \text{ кг/м}^3$; сұйық фазаның тығыздығы $\rho_2 = 1000 \text{ кг/м}^3$. Тұнбаны сумен $t = 20^\circ\text{C}$ температурада, 1 кг суды 1 кг тұнбаға пайдалана отырып жуады.

Шешуі. Материалдық баланс құрамыз және тұнбаның көлемін анықтаймыз; тұнба қабатының қалыңдығын таңдаймыз және осы тұнба қабатының қалыңдығындағы сүзу уақытын анықтаймыз. Одан кейін сүзудің өз уақытын анықтаймыз және жалпы уақытты, яғни бір операцияға кеткен уақытты анықтаймыз да сүзу бетін есептеп табамыз және сүзгіштердің қажетті санын табамыз.

Материалдық балансты құру. Бірінші суспензияның тығыздығын

$$\frac{100}{\rho_{суп}} = \frac{95}{1000} + \frac{5}{2000}, \quad \text{осыдан} \quad \rho_{суп} = 1020 \text{ кг/м}^3,$$

және тұнба тығыздығын анықтаймыз

$$\frac{100}{\rho_{\text{тун}}} = \frac{55}{2000} + \frac{45}{1000}, \text{ осыдан } \rho_{\text{тун}} = 1380 \text{ кг/м}^3.$$

Осыдан кейін суспензия мен тұнба мөлшерін анықтаймыз. $M_{\text{сусп}}$, $M_{\text{сүз}}$ және $M_{\text{тун}}$ арқылы суспензияның, сүзінді және тұнбаның массасын белгілей отырып, мынандай қатынас жазуға болады:

$$M_{\text{сүз}} = M_{\text{сусп}} - M_{\text{тун}},$$

мұндағы

$$M_{\text{тун}} = \frac{M_{\text{сусп}} q_k}{100 - u}.$$

Осыдан

$$M_{\text{сүз}} = M_{\text{сусп}} - \frac{M_{\text{сусп}} q_k}{100 - u},$$

сонда

$$5000 = M_{\text{сусп}} - \frac{M_{\text{сусп}} \cdot 5}{(100 - 45)}, \text{ одан } M_{\text{сусп}} = 5500 \text{ кг/сағ.}$$

Осылайша алынатын тұнбаның мөлшері

$$M_{\text{тун}} = M_{\text{сусп}} - M_{\text{сүз}} = 5500 - 5000 = 500 \text{ кг/сағ.}$$

Тұнбаның көлемін анықтау және X қатынасын білу

$$V_{\text{тун}} = \frac{M_{\text{тун}}}{\rho_{\text{тун}}} = \frac{500}{1380} = 0,38 \text{ м}^3/\text{сағ.}$$

$$X = \frac{V_{\text{тун}}}{V_{\text{сүз}}} = \frac{0,38}{5} = 0,072 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Тұнба қабатының қалыңдығы. Тұнба қабатының қалыңдығын $l = 200$ мм деп қабылдаймыз. Сонда 1 м^2 сүзу бетіндегі тұнба мөлшері болады

$$V_{\text{тун}} = 1 \cdot 0,2 = 0,2 \text{ м}^3/\text{м}^2 \text{ немесе } M_{\text{тун}} = 0,2 \cdot 1380 = 276 \text{ кг/м}^2.$$

Сәйкес түрдегі сүзіндінің меншікті мөлшері

$$V_{\text{сүз}} = \frac{V_{\text{тұн}}}{X} = \frac{0,2}{0,072} = 2,8 \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

1 м² сүзу бетіндегі сүзілетін сүзіндінің сүзілу уақыты. Біріншіден 20 °С және су тұтқырлығы $\mu=1\text{спз}$, сүзгіштегі қысым кемділігі $\Delta p=500 \cdot 133,32=6,66 \cdot 10^4$ н/м² кезіндегі сүзу тұрақтыларын табамыз

$$a = \frac{r_o X \mu}{2 \Delta p} = \frac{9 \cdot 10^{11} \cdot 7,2 \cdot 10^{-2} \cdot 10^{-3}}{2 \cdot 6,66 \cdot 10^4} = 4,85 \cdot 10^2 \text{ с/м}^2,$$

$$b = \frac{\mu R_o}{\Delta p} = \frac{10^{-3} \cdot 2 \cdot 10^9}{6,66 \cdot 10^4} = 30 \text{ с/м}.$$

Сүзу уақытын табамыз

$$\tau = aV^2 + bV = 4,85 \cdot 10^2 \cdot 2,8^2 + 30 \cdot 2,8 = 3884 \text{ сек} = 1,08 \text{ сағ}.$$

Шаю уақыты. Алдымен шаю жылдамдығын анықтаймыз

$$\begin{aligned} w_{\text{ш}} = w_{\text{сүз}} &= \frac{1}{2aV + b} = \frac{1}{2 \cdot 4,85 \cdot 10^2 \cdot 2,8 + 30} = \\ &= 3,65 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) = 1,32 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{сағ}). \end{aligned}$$

Шаятын судың мөлшері

$$V_{\text{ш}} = \frac{1 \cdot 276}{1000} = 0,276 \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Шаю уақытын мына теңдеуден табамыз

$$\tau_{\text{ш}} = \frac{V_{\text{ш}}}{w_{\text{ш}}} = \frac{0,276}{1,32} = 0,209 \text{ сағ}.$$

Сүзу айналымының жалпы ұзақтығы. Сүзгіштен тұнбаны түсірудің ұзақтығын $\tau_{\text{тұс}}=15$ мин=0,25 сағ және сүзу бетін дайындау уақытын $\tau_{\text{дай}}=10$ мин =0,166 сағ деп қабылдаймыз. Осылайша сүзу айналымының жалпы ұзақтығы болады

$$\tau_{\text{ж}} = \tau_{\text{сүз}} + \tau_{\text{ш}} + \tau_{\text{түс}} + \tau_{\text{дай}} = 1,07 + 0,209 + 0,25 + 0,166 = 1,7 \text{ сағ.}$$

Қажетті сүзу беті. Сүзгіштің (сүзінді бойынша) өнімділігі және сүзу айналымының жалпы ұзақтығы бойынша сүзудің қажетті сүзу бетін анықтаймыз

$$F = \frac{V_{\text{ф}}}{V_{\text{сүз}}} \tau_{\text{ж}} = \frac{5 \cdot 1,7}{2,8} = 3,03 \text{ м}^2.$$

Сүзгіштің жалпы саны. Зауыт каталогы бойынша диаметрі $D=1000$ мм және биіктігі $h=350$ мм нутч-сүзгішті таңдап аламыз. Есептеулер бойынша қажетті сүзгіштер саны

$$n = \frac{4F}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 3,03}{3,14 \cdot 1^2} = 3,9.$$

Яғни, 4 сүзгіш орнатылуы тиіс.

Нұсқалар

q _{тв} , %	u, %	V _ф , м ³ /сағ	№	q _{тв} , %	u, %	V _ф , м ³ /сағ	№	q _{тв} , %	u, %	V _ф , м ³ /сағ
5	48	7	11	7	37	5	21	6	67	8
4	35	5	12	5	49	4	22	3,2	38	6,4
8	62	6,4	13	6,4	64	8	23	7,6	46	5,8
5	37	5,8	14	5,8	73	5	24	5,1	37	3,2
6	53	3,2	15	3,2	38	6	25	6,4	56	7,6
7	61	7,6	16	7,6	64	7	26	4,3	52	5
4	39	5,1	17	5,1	58	4	27	7,3	53	4
9	47	6,4	18	6,4	75	9	28	9	64	8
2	53	4,3	19	4,3	34	2	29	2	36	5
3	68	7,3	20	7,3	49	3	30	3	64	6

6-есеп. Сүзу тұрақтысын анықтау

Құрамында 13,9 % кальций карбонаты бар сулы суспензияны 20 °С температурада сүзу кезінде, сүзу беті 0,1 м² болатын зертханалық сүзгішпресте, қалыңдығы 50 мм тұнба төмендегі жағдайда алынды (2.1-кесте):

2.1-кесте

Зертханалық сүзгіш престо алынған мәндер

Артық қысым кезінде		Сүзінді жиналды дм ³	Тәжірибе кезінде уақыт,с
Па	кгс/см ²		
3,43·10 ⁴	0,35	2,92 7,8	146 888

Осыдан сүзу үдерісінің К (м²/сағ) және С (м³/м²) тұрақтыларын анықтау керек.

Шешуі. Сүзу үдерісінің тұрақтыларының сандық мәндерін $V^2+2VC=K\tau$ теңдеуінен анықтаймыз.

Артық қысым 3,43·10⁴ Па (0,35 кгс/см²) кезіндегі тәжірибе нәтижесінде аламыз:

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 \cdot 0,1} = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_1 = \frac{146}{3600} = 0,0405 \text{ сағ};$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 \cdot 0,1} = 7,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2; \quad \tau_2 = \frac{888}{3600} = 0,246 \text{ сағ}.$$

Есептеліп табылған шамаларды жоғарыдағы теңдеуге қойып, теңдеулер жүйесін шешеміз:

$$(2,92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2,92 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,0405;$$

$$(7,8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7,8 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,246.$$

Осыдан

$$K = 275 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{сағ} \text{ және } C = 4,5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	Сүзу беті F, м ²	Тәжірибе кезіндегі уақыт,с	Нұсқ. №	Сүзу беті F, м ²	Тәжірибе кезіндегі уақыт, с
1	0,2	124;754	16	0,24	57;638
2	0,13	90;846	17	0,37	69;798
3	0,14	80;765	18	0,26	76;596
4	0,2	75;690	19	0,16	63;537

5	0,3	48;593	20	0,25	96;865
6	0,25	79;642	21	0,28	64;358
7	0,31	86;933	22	0,29	38;642
8	0,21	58;732	23	0,14	52;853
9	0,19	46;532	24	0,31	64;389
10	0,4	95;722	25	0,17	53;983
11	0,24	68;634	26	0,18	49;768
12	0,16	76;584	27	0,21	42;659
13	0,42	91;486	28	0,34	75;659
14	0,37	73;965	29	0,26	85;1025
15	0,13	46;856	30	0,19	67;791

7-есеп. Циклонның негізгі өлшемдерін және электр қозғалтқышының қуаттылығын анықтау

а) Шашыратпалы құрғатқыштан шығатын, ауа құрамындағы құрғақ заттардың бөлшектерін аулап алуға арналған циклонды есептеу керек. Мұнда ауаның шығыны 2000 кг/сағ, температура 100 °С.

б) Қышқылдардың қоспасын (тығыздығы 1600 кг/м³, тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті $2 \cdot 10^{-2}$ Па·с), биіктігі 1500 мм, диаметрі 1200 мм, көлемі 75 %-ға дейін толтырылатын аппарата дайындайды. Бастапқы қышқылдарды айналу жиілігі 3,5 айн/с болатын пропеллерлі араластырғышпен араластырып отырады.

Қажет болатын электр қозғалтқышының қуаттылығын анықтау керек.

а) Шешуі. Циклонның диаметрін мына теңдеуден табамыз

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785w_{\text{ц}}}},$$

мұндағы V – циклон арқылы өтетін газдың көлемдік шығыны, м³/с; $w_{\text{ц}}$ – циклонның цилиндрлік бөлігіндегі газдың шартты жылдамдығы, м/с.

Циклонның гидравликалық кедергісі ΔP (Па) мына теңдеумен есептеледі:

$$\Delta P = \frac{\zeta w_{\text{ц}}^2 \rho_{\text{г}}}{2},$$

мұндағы ζ – циклонның кедергі коэффициенті, өлшемсіз;
 $\rho_{\text{г}}$ – циклон арқылы өтетін газдың тығыздығы, кг/м³.

Осыдан

$$w_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_{\text{г}}} \cdot \frac{2}{\zeta}} = \sqrt{740 \cdot \frac{2}{160}} = 3,04 \text{ м/с},$$

мұндағы $\Delta P/\rho_{\text{г}} = 740 \text{ м}^2/\text{с}^2$, $\zeta = 160$ деп қабылдаймыз.

Ауаның тығыздығы:

$$\rho_{\text{г}} = 1,293 \cdot \left(\frac{273}{373}\right) = 0,95 \text{ кг/м}^3.$$

Циклонның диаметрі:

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 w_{\text{ц}}}} = \sqrt{\frac{2000}{0,95 \cdot 3600 \cdot 0,785 \cdot 3,04}} = 0,496 \text{ м}.$$

Циклонның диаметрін жуықтап 0,5 м деп аламыз. Сонда циклонның гидравликалық кедергісі:

$$\Delta P_{\text{ц}} = \frac{\zeta w_{\text{ц}}^2 \rho_{\text{г}}}{2} = \frac{160 \cdot 3,04^2 \cdot 0,95}{2} = 700,3 \text{ Па}.$$

Нұсқалар

Нұск. №	Ауа шығыны, кг/сағ.	Газ температурасы, °C	Нұск. №	Ауа шығыны, кг/сағ.	Газ температурасы, °C
1	2800	120	16	1642	134
2	3000	130	17	2657	29
3	1900	90	18	2954	76
4	1800	85	19	2356	56
5	1687	69	20	2800	82
6	2356	134	21	3000	111

7	2789	29	22	1900	132
8	3245	76	23	1800	49
9	1658	56	24	1687	68
10	1687	82	25	2356	97
11	1245	111	26	2789	120
12	1642	132	27	3245	130
13	2657	49	28	1658	90
14	2954	68	29	1687	85
15	2356	97	30	1245	69

б) Шешуі. Қалыпқа келтірілетін айналдырғыштың диаметрін табамыз (2.4-сурет):

$$d=D/3=1,2/3=0,4 \text{ м.}$$

Айналдыру кезеңін анықтаймыз:

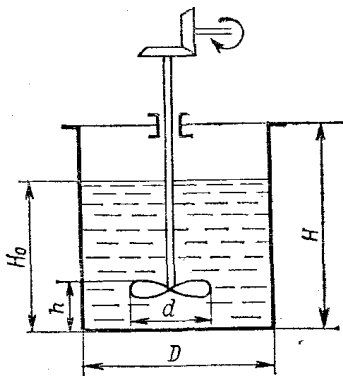
$$Re = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1600 \cdot 3,5 \cdot 0,4^2}{20 \cdot 10^{-3}} = 44800.$$

Яғни, кезең турбулентті.

Рейнольдс критерийі бойынша $K_N=f(Re)$ графигін тұрғызып, қуаттылық критерийін анықтаймыз $K_N=0,27$.

Айналдырғыш пайдаланатын қуатты орнату кезеңіне байланысты есептейміз:

$$N_p=K_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 = 0,27 \cdot 1600 \cdot 3,5^3 \cdot 0,4^5 = 189 \text{ Вт} = 0,189 \text{ кВт.}$$



2.4-сурет. Араластырғышы бар сыйымдылық

Бастапқы сәттегі айналдырғыш пайдаланатын қуат жұмыстық қуаттан 2-3 есе көп болады:

$$N_{\text{бас}} = 2 \cdot N_p = 0,38 \text{ кВт.}$$

Электр қозғалтқышын орнатуға қажетті болатын қуаттылықты, оның қозғалмалы ПӘК-і 0,95 және қуаттылық артықшылығы 30 % деп қабылдай отырып анықтаймыз:

$$N_{\text{ори}} = 0,38 \cdot 1,3 / 0,95 = 0,52 \text{ кВт.}$$

Нұсқалар

Барлық нұсқалар үшін қабылдаймыз:

Re _ц	1000- 20000	20000- 50000	50000- 70000	70000- 90000	9000 0<
K _N	0,56	0,27	0,18	0,12	0,05

Нұсқ. №	Аппарат диаметрі, мм	Айналу жиілігі, айн/с	ПӘК, %	Нұсқ. №	Аппарат диаметрі, мм	Айналу жиілігі, айн/с	ПӘ К, %
1	1000	1,6	86	16	1324	3,7	99
2	1300	1,5	76	17	1654	2,8	91
3	1240	1,9	97	18	1234	2,6	82
4	1132	2,8	68	19	1269	1,9	67
5	1352	3,9	83	20	1258	4,5	94
6	1600	3,5	79	21	1159	4,9	59
7	1432	3,7	65	22	1000	5,2	86
8	1643	2,8	89	23	1300	3,4	76
9	1578	2,6	49	24	1240	3,0	97
10	1324	1,9	99	25	1132	1,6	68
11	1654	4,5	91	26	1352	1,5	83
12	1234	4,9	82	27	1600	1,9	79
13	1269	5,2	67	28	1432	2,8	65
14	1258	3,4	94	29	1643	3,9	89
15	1159	3,0	59	30	1578	3,5	49

8-есеп. Пештің қоршаған ортаға жылуын жоғалтуы

а) Пештің ішкі қабырғасы қалыңдығы $\sigma_1=140$ мм отқа төзімді кірпіштен, сыртқы жағы қалыңдығы $\sigma_2=180$ мм болатын жай кірпіштен қаланған. Пештің жұмыс істеуі тұрақты. Пештің қабырғасының ішкі жағының температурасы $t_{\text{іш}}=700$ °С, ал сыртқы жағының температурасы $t_{\text{сыр}}=140$ °С. Жылу жоғалуын азайту үшін, пештің сыртқы жағы MgO-ің жылу ұстағыш қабатымен қапталған. Оның жылуөткізгіштік коэффициенті $\lambda_3=0,085$ Вт/мК, ал қалыңдығы $\sigma_3=50$ мм. Үдеріс барысында, пештің ішкі жағының температурасы $t_{\text{іш}}''=721$ °С-ға дейін өседі, ал отқа төзімді кірпішпен жай кірпіштің шекарасындағы температура $t_2''=660$ °С, кірпіш пен жылу ұстағыштың шекарасындағы температура $t_3=490$ °С, ал сыртқы жағындағы температура $t_{\text{сыр}}''=95$ °С болады. Пештің осы екі жағындағы жылу жоғалтуын анықтау керек.

б) Пештің қабырғалары отқа төзімді және жай кірпіштерден қаланған. Олардың жылуөткізгіштік коэффициенттері $\lambda_{\text{от}}=0,5$ Вт/мК және $\lambda_{\text{жай}}=0,4$ Вт/мК. Қаланған кірпіштердің қалыңдықтары, сәйкес түрде, $\sigma_{\text{от}}=120$ және $\sigma_{\text{жай}}=200$ мм. Жылуберу коэффициенттері 1-ге тең.

Қоршаған ортаға кеткен жылу мөлшерін және пештің ішкі қабырғасының температурасы 1200 °С, ал сыртқы қабырғаныкі 150 °С болған жағдайдағы екі қабаттың шекарасындағы температураны анықтау керек.

а) **Шешуі.** Жылуөткізгіштік теңдеуіне байланысты жазамыз

$$Q_1 = \frac{1}{\frac{\sigma_1}{\lambda_1} + \frac{\sigma_2}{\lambda_2}} (t_{\text{іш}} - t_{\text{сырт}}),$$

$$Q_2 = \frac{\lambda_1}{\sigma_1} (t_{\text{іш}} - t_2) = \frac{\lambda_2}{\sigma_2} (t_2 - t_3) = \frac{\lambda_3}{\sigma_3} (t_3 - t_{\text{сырт}}).$$

мұндағы, Q_1 , Q_2 – бірінші және екінші жағдайлардағы жылу жоғалуы, Вт/м²; λ_1 , λ_2 – отқа төзімді және жай кірпіштің жылу өткізгіштігі, Вт/мК.

Керекті сандық шамаларды орындарына қойып аламыз

$$Q_2 = \frac{\lambda_1}{0,12}(721 - 660) = \frac{\lambda_2}{0,16}(660 - 490) = \frac{0,085}{0,05}(490 - 95) = 671,5 \text{ Вт/м}^2.$$

Табамыз

$$\lambda_1 = 671,5 \frac{0,14}{61} = 1,54 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}; \quad \lambda_2 = 671,5 \frac{0,18}{170} = 0,71 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}.$$

Осыдан бірінші жағдайдағы жылу жоғалтуын табамыз

$$Q_1 = \frac{1}{\frac{0,14}{1,54} + \frac{0,18}{0,71}}(700 - 140) = 1628 \text{ Вт} / \text{м} \cdot \text{К}.$$

Яғни, жылу ұстағыштың қосымша қабатын қойғанда, жылу жоғалуы 1647 Вт/м·К-нен 671,5 Вт/м·К-ге дейін азаяды.

Нұсқалар

Нұсқ. №	t _{іш} , °C	t _{сырт} , °C	σ ₃ , мм	Нұсқ. №	t _{іш} , °C	t _{сырт} , °C	σ ₃ , мм
1	720	68	70	16	765	87	69
2	730	65	40	17	787	80	52
3	750	52	30	18	797	65	36
4	840	73	90	19	846	78	28
5	752	72	43	20	765	57	37
6	782	48	60	21	778	53	42
7	912	52	58	22	856	65	21
8	776	57	54	23	789	64	35
9	749	31	86	24	746	45	28
10	831	75	60	25	756	64	57
11	920	73	43	26	798	110	20
12	850	82	47	27	748	85	24
13	746	43	20	28	746	84	27
14	762	57	65	29	759	101	24
15	776	76	34	30	740	131	28

б) Шешуі. Жылуөткізгіштік теңдеуінен аламыз

$$\frac{Q}{F} = K \Delta t = \frac{\lambda_{om}}{\sigma_{om}} (t_{iш} - t_{сыр}) .$$

Жылуөту коэффициентін анықтаймыз

$$K = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{\sigma_i}{\lambda_i}} = \frac{1}{\frac{0,120}{0,5} + \frac{0,2}{0,4}} = 1,35 \text{ Вт/м}^2\text{К}.$$

Осыдан

$$\frac{Q}{F} = K (t_{iш} - t_{сыр}) = 1,35 (1200 - 150) = 1417,5 \text{ Дж/м}^2\text{с}.$$

Екі қабаттың шекарасындағы температураны анықтаймыз.

$$\Delta t_{от} = 1200 - t = \frac{Q / F}{\lambda_{от} / \sigma_{от}} ;$$

осыдан

$$t = 1200 - \frac{1417,5}{0,5 / 0,120} = 859,8 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	t _{иш} , °C	t _{сыр} , °C	σ _{от} , мм	σ _{жай} , мм	Нұсқ. №	t _{иш} , °C	t _{сыр} , °C	σ _{от} , мм	σ _{жай} , мм
1	720	112	80	110	16	765	192	87	169
2	730	60	28	40	17	687	131	87	152
3	650	110	20	30	18	697	125	51	136
4	840	180	30	90	19	846	195	78	128
5	752	169	20	43	20	465	198	57	137
6	582	154	80	160	21	678	121	32	142
7	912	160	20	58	22	856	110	65	121
8	576	194	74	154	23	789	152	47	135
9	649	129	14	86	24	546	187	45	128
10	831	176	52	60	25	756	195	48	57
11	920	180	30	43	26	298	115	31	120
12	850	190	20	47	27	548	112	85	124

13	546	189	31	120	28	746	183	84	127
14	762	193	74	165	29	459	132	21	124
15	376	123	76	134	30	564	158	45	156

9-есеп. Жылуалмасу бетін және жылуберу коэффициентін анықтау

а) Шығыны $G_{cy1}=0,556$ кг/с болатын суды $t_1^I=100$ °С температурадан $t_1^{II}=80$ °С-ға дейін суыту үшін, жылуалмастырғышқа температурасы $t_2^I=20$ °С, шығыны $G_{cy2}=0,278$ кг/с болатын суық су беріледі. Тура ағын кезіндегі қарама-қарсы ағын кезіндегі және аяқасқан ағын кезіндегі керекті жылуалмасу бетін анықтау керек. Барлық жағдай үшін $K=1160$ Вт/(м²·К).

б) Ішкі диаметрі 14 мм және ұзындығы 0,7 м болатын, құбыр арқылы 60,6 кг/сағ жылдамдықпен ағатын судың жылуберу коэффициентін анықта. Мұнда, судың орташа температурасы 20 °С, құбыр қабырғасының температурасы 60 °С.

а) Шешуі. Суды 100 °С-дан 80 °С-ға дейін суыту кезінде бөлінетін жылу мөлшерін табамыз (қалыпты жағдайда $c_{cy}=4,19$ к Дж/кг·К)

$$Q = G_B \cdot (t_1^I - t_1^{II}) \cdot c_B = 0,556 \cdot (100 - 80) \cdot 4,19 \cdot 10^3 = 46,4 \text{ кВт.}$$

Өнімділікті табамыз, яғни

$$G_{cy1} = 0,556 \cdot 3600 = 2000 \text{ кг/сағ;}$$

$$G_{cy2} = 0,278 \cdot 3600 = 1000 \text{ кг/сағ.}$$

Жылу балансын құрамыз

$$G_{cy1} \cdot c_{cy} \cdot (t_1^I - t_1^{II}) = G_{cy2} \cdot c_{cy} \cdot (t_2^{II} - t_2^I),$$

$$2000 \cdot 4,19 \cdot (100 - 80) = 1000 \cdot 4,19 \cdot (t_2^{II} - 20).$$

Қыздырылатын судың температурасын табамыз

$$t_2^{II} = \frac{2000 \cdot 4,19 \cdot (100 - 80)}{1000 \cdot 4,19} + 20 = 60 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Тура ағын кезіндегі орташа қозғаушы күш

$$\Delta_{op} = \frac{(t_1^I - t_2^I) - (t_1^{II} - t_2^{II})}{\ln \frac{t_1^I - t_2^I}{t_1^{II} - t_2^{II}}} = \frac{(100 - 20) - (80 - 60)}{\ln \frac{80}{20}} = 43,3^\circ \text{C},$$

Қажетті жылуалмасу беті

$$F_1 = \frac{Q}{K \cdot \Delta_{op}} = \frac{46,4 \cdot 10^3}{1160 \cdot 43,3} = 0,928 \text{ м}^2.$$

Қарама-қарсы ағын кезіндегі орташа қозғаушы күш

$$\Delta_{op} = \frac{(t_1^I - t_2^{II}) - (t_1^{II} - t_2^I)}{\ln \frac{t_1^I - t_2^{II}}{t_1^{II} - t_2^I}} = \frac{(100 - 60) - (80 - 20)}{\ln \frac{40}{60}} = 49,3^\circ \text{C},$$

Қажетті жылуалмасу беті

$$F_2 = \frac{Q}{K \cdot \Delta_{op}} = \frac{46,4 \cdot 10^3}{1160 \cdot 49,3} = 0,815 \text{ м}^2.$$

Айқаспалы ағын кезіндегі орташа қозғаушы күш

$$\Delta_{op} = \varepsilon_{\Delta t} \frac{(t_1^I - t_2^{II}) - (t_1^{II} - t_2^I)}{\ln \frac{t_1^I - t_2^{II}}{t_1^{II} - t_2^I}} = 0,94 \cdot \frac{(100 - 60) - (80 - 20)}{\ln \frac{40}{60}} = 46,7^\circ \text{C},$$

мұндағы $\varepsilon_{\Delta t}$ – түзету коэффициенті.

Қажетті жылуалмасу беті

$$F_3 = \frac{Q}{K \cdot \Delta_{op}} = \frac{46,6 \cdot 10^3}{1160 \cdot 46,7} = 0,86 \text{ м}^2.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	t ₁ ^{II} , °C	t ₂ ^I , °C	G _{cy1} , кг/с	G _{cy2} , кг/с	Нұсқ. №	t ₁ ^{II} , °C	t ₂ ^I , °C	G _{cy1} , кг/с	G _{cy2} , кг/с
1	75	18	0,600	0,260	16	83	19	1,000	0,156
2	68	16	0,700	0,158	17	75	21	0,865	0,234
3	83	14	0,985	0,143	18	67	22	0,789	0,247
4	77	19	0,647	0,254	19	76	23	0,325	0,314
5	61	21	0,586	0,098	20	83	25	0,456	0,214
6	85	22	0,496	0,156	21	58	17	0,358	0,260
7	91	23	0,999	0,234	22	92	16	0,600	0,158
8	73	25	0,762	0,247	23	86	18	0,700	0,143
9	69	17	0,843	0,314	24	70	16	0,985	0,254
10	66	16	1,000	0,214	25	68	14	0,647	0,098
11	78	13	0,865	0,155	26	86	19	0,586	0,155
12	67	18	0,789	0,122	27	54	18	0,496	0,122
13	82	22	0,325	0,123	28	59	22	0,999	0,123
14	79	26	0,456	0,352	29	81	26	0,762	0,352
15	80	30	0,358	0,145	30	92	30	0,843	0,145

б) Шешуі. Судың 20 °C температурадағы физикалық мәндері:
 $\rho=998 \text{ кг/м}^3$; $\nu=1 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$; $\text{Pr}=7,06$; $\lambda=0,515 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{сағ} \cdot \text{град})$;
 $\mu^I=1,02 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{с}/\text{м}^2$; 60 °C-дағы $\mu^{II}=0,48 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{с}/\text{м}^2$.

Судың көлемдік шығынын анықтаймыз

$$Q_V = \frac{60,6}{998 \cdot 3600} = 0,169 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Құбырдың көлденең қимасының ауданы

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,014^2}{4} = 1,54 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2.$$

Сонда судың орташа ағу жылдамдығы

$$w = \frac{Q_V}{S} = \frac{1,69 \cdot 10^{-5}}{1,54 \cdot 10^{-4}} = 0,11 \text{ м/с.}$$

Рейнольдс критерийі

$$\text{Re} = \frac{wd}{\nu} = \frac{0,11 \cdot 0,014}{10^{-6}} = 1540 \cdot$$

Нуссельт критерийін мына теңдеуден анықтаймыз

$$\text{Nu} = \left[3,65 + \frac{0,0668B}{1 + 0,045B^{2/3}} \right] \left(\frac{\mu^I}{\mu^{II}} \right)^{0,14},$$

мұндағы

$$B = \frac{\text{Re} \text{Pr} d}{L} = \frac{1540 \cdot 7,06 \cdot 0,014}{0,7} = 215 \cdot$$

Мұнда

$$\text{Nu} = \left[3,65 + \frac{0,0668 \cdot 215}{1 + 0,045 \cdot 215^{2/3}} \right] \left(\frac{1,02}{0,48} \right)^{0,14} = 10,3.$$

Екінші жағынан

$$\text{Nu} = \frac{\alpha d}{\lambda},$$

осыдан

$$\alpha = \text{Nu} \frac{\lambda}{d} = \frac{10,3 \cdot 0,6}{0,014} = 441,4 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{град.}$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	G _{су} , кг/сағ	L, м	D _ш , м	Нұсқ. №	G _{су} , кг/сағ	L, м	D _ш , м
1	60,0	0,5	0,026	16	100,	0,51	0,015
2	70,0	0,6	0,015	17	86,5	0,34	0,023
3	98,5	0,58	0,014	18	78,9	0,78	0,024
4	64,7	0,49	0,025	19	32,5	0,96	0,031
5	58,6	0,71	0,009	20	45,6	0,8	0,021
6	49,6	0,62	0,015	21	35,8	0,9	0,026
7	99,9	0,35	0,023	22	60,0	0,5	0,015

8	76,2	0,48	0,024	23	70,0	0,6	0,014
9	84,3	0,49	0,031	24	98,5	0,58	0,025
10	100,0	0,51	0,021	25	64,7	0,49	0,009
11	86,5	0,34	0,015	26	58,6	0,71	0,015
12	78,9	0,78	0,012	27	49,6	0,62	0,012
13	32,5	0,96	0,012	28	99,9	0,35	0,012
14	45,6	0,8	0,035	29	76,2	0,48	0,035
15	35,8	0,9	0,014	30	84,3	0,49	0,014

10-есеп. Жылуалмастырғыштың қажетті жылуөту беті мен құбырлардың ұзындығын анықтау

Метил спирті (100%) «құбыр-құбырдағы» жылуалмастырғышта 15 °С температурадан 40 °С температураға дейін қыздырылады. Құбырлар арасындағы суытатын су, қарама-қарсы бағытпен ағып, 90 °С температурадан 40 °С температураға дейін суынады. Жылуалмастырғыш ішінде диаметрі 25х2мм болатын 111 дана болат құбырлар бар. Құбырдағы метил спиртінің ағу жылдамдығы 0,75 м/с.

Судан қабырғаға берілетін жылуберу коэффициентін 840 Вт/(м²К) кірленген қабырғалардың қосынды жылуөткізгіштіктерін 1700 Вт/(м²К) және спирті жағындағы кірленген қабырғаның орташа температурасын 38 °С деп қабылдағандағы жылуалмастырғыштың жылуөту беті мен ұзындығын анықтау керек.

Шешуі. Температуралардың орташа айырмашылығы:

$$\Delta t_6 = 90 - 40 = 50;$$

$$\Delta t_c = 40 - 15 = 25.$$

Мұнда $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_c} = \frac{50}{25} = 2$ болғандықтан, температуралардың

орташа арифметикалық айырмашылығын пайдалануға болады, яғни

$$\Delta t_{op} = 0,5(50 + 25) = 37,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Спирттің орташа температурасы: $t_2 = 0,5(40 + 15) = 27,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$

Спирттің массалық шығыны:

$$G_2 = n \cdot 0,785 d_2^2 w_2 \rho_2 = 111 \cdot 0,785 \cdot 0,021^2 \cdot 0,75 \cdot 785 = 22,6 \text{ кг/с},$$

мұнда $\rho_2 = 785 \text{ кг/м}^3$ – метил спиртінің $27,5^\circ\text{C}$ кезіндегі тығыздығы.

Берілетін жылудың мөлшері:

$$Q = G_2 c_2 (t_{c.2} - t_{б.2}) = 22,6 \cdot 2520 (40 - 15) = 1,424 \cdot 10^6 \text{ Вт},$$

мұнда $c_2 = 2520 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$ – $27,5^\circ\text{C}$ температурадағы метил спиртінің меншікті жылусыйымдылығы.

Спирт үшін Рейнольдс критерийі:

$$Re_2 = \frac{w_2 d_2 \rho_2}{\mu_2} = \frac{0,75 \cdot 0,021 \cdot 785}{0,53 \cdot 10^{-3}} = 23000,$$

мұнда $\mu_2 = 0,53 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – $27,5^\circ\text{C}$ температурадағы метил спиртінің динамикалық тұтқырлық коэффициенті.

Спирт үшін Прандтл критерийі:

$$Pr = \frac{c_2 \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2520 \cdot 0,53 \cdot 10^{-3}}{0,212} = 6,3,$$

мұнда $\lambda_2 = 0,212 \text{ Вт/(м} \cdot \text{K)}$ – $27,5^\circ\text{C}$ температурадағы метил спиртінің жылуөткізгіштік коэффициенті.

Спирттің ағу кезеңін мына теңдеумен есептейміз

$$Nu = 0,021 \varepsilon_l Re^{0,8} Pr^{0,43} (Pr / Pr_{ст})^{0,25},$$

мұнда ε_l – L/d байланысты болатын түзету коэффициенті $\varepsilon_l = 1$ деп қабылдаймыз. Сонда

$$Nu = 0,021 \cdot 1 \cdot 23000^{0,8} \cdot 6,3^{0,43} (6,3 / 5,94)^{0,25} = 145.$$

Мұндағы $Pr_{каб} = 38^\circ\text{C}$ температура кезінде анықталған, яғни,

$$Pr_{каб} = \left(\frac{c\mu}{\lambda} \right)_{каб} = \frac{2589 \cdot 0,48 \cdot 10^{-3}}{0,209} = 5,94.$$

Осыдан

$$\alpha_2 = \text{Nu}_2 \frac{\lambda_2}{d_2} = \frac{145 \cdot 0,212}{0,021} = 1460 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Жылуөту коэффициенті

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{каб}}}{\lambda_{\text{каб}}} + \sum r_{\text{кпр}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{840} + \frac{0,002}{46,5} + \frac{1}{1700} + \frac{1}{1460}} = 400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Мұндағы болаттың жылуөткізгіштік коэффициенті $\lambda_{\text{каб}} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Жылуалмасу беті

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{оп}}} = \frac{1,424 \cdot 10^6}{400 \cdot 37,5} = 95 \text{ м}^2.$$

Құбырлардың орташа диаметрі бойынша құбыршалардың ұзындығы:

$$L = \frac{F}{n \pi d_{\text{оп}}} = \frac{95}{111 \cdot 3,14 \cdot 0,023} = 11,85 \text{ м}.$$

Мұндағы $d_{\text{оп}} = (0,025 + 0,021)/2 = 0,023 \text{ м}$.

МЕСТ 15122-79 бойынша, сыртқы диаметрі 400 мм және 111 құбыршадан тұратын жылуалмастырғыштың ұзындығы 2; 3; 4 және 6 м болып келеді. Жылуалмасу бетін артығымен алу үшін, құбыршаларының ұзындығы 3 м болатын 5 қондырғыны таңдап аламыз. Сонда жылуалмасу бетінің артықшылығы:

$$\psi = \frac{3 \cdot 5 - 11,85}{11,85} \cdot 100 = 26 \text{ \%}.$$

Қабылданған жылуалмастырғыштар үшін $\frac{L}{d} = \frac{3000}{25} = 120 > 50$.

Яғни, $\varepsilon_l = 1$ деп қабылдап алғанымыз дұрыс.

Нұсқалар

Нұсқ. №	$G_{м.с}$ м/с	α_1 , Вт/(м ² К)	$\sum r_{к\text{ир}}$ Вт/(м ² К)	Нұсқ. №	$G_{м.с}$ м/с	α_1 , Вт/(м ² К)	$\sum r_{к\text{ир}}$ Вт/(м ² К)
1	0,65	760	1800	16	0,53	760	2056
2	0,7	890	2010	17	0,49	890	2031
3	0,85	1020	1760	18	0,73	1020	1987
4	0,67	579	1500	19	0,89	579	1356
5	0,94	649	1384	20	0,46	649	1456
6	0,53	761	1972	21	0,72	761	1678
7	0,49	834	1765	22	0,67	834	1800
8	0,73	924	1598	23	0,52	687	2010
9	0,89	682	1348	24	0,59	539	1760
10	0,46	734	2056	25	0,71	438	1500
11	0,72	687	2031	26	0,5	678	1384
12	0,67	539	1987	27	0,6	852	1972
13	0,52	438	1356	28	0,58	924	1765
14	0,59	678	1456	29	0,49	682	1598
15	0,71	852	1678	30	0,71	734	1348

11-есеп. Қарама-қарсы ағынды жылуалмастырғыштың бетін анықтау

Қарама-қарсы ағынды жылуалмастырғышта, мөлшері 4,5 т/сағ ыстық сұйық (сіндіретін май), 100 °С температурадан 25 °С температураға дейін суынады, бұл ретте суытатын сұйық 20 °С температурадан 40 °С температураға дейін қызады. Жылуөту коэффициенті майдың температурасына байланысты өзгеріп отырады, яғни

$T, ^\circ\text{C}$	100	80	70	60	50	45	40	35	30	25
$K, \text{Вт}/(\text{м}^2\text{К})$	354	350	347	342	320	312	308	275	232	166

Майдың меншікті жылу сыйымдылығы $1,67 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$.

Қарама-қарсы ағынды жылуалмастырғыштың жылуалмасу бетін анықтау керек.

Шешуі. Есептің шарты бойынша, жылуөту коэффициенті майдың температурасына байланысты жылуалмасу бетінің ұзындығы бойынша өзгеріп отырады. Сондықтан да оны анықтау үшін, температуралардың орташа логарифмдік айырымын қолдануға болмайды. Есепті шешу үшін жылуөту теңдеуінің дифференциалды түрін пайдаланамыз:

$$G_r c_r dT = -K(T-t)dt$$

Осыдан

$$F = -G_r c_r \int_{T_B}^{T_C} \frac{dT}{K(T-t)} = G_r c_r \int_{T_C}^{T_B} \frac{dT}{K(T-t)},$$

мұндағы T және t – ыстық және суық сұйықтардың температуралары.

Интеграл $\int_{T_C}^{T_B} \frac{dT}{K(T-t)}$ графикалық жолмен анықталынады.

Алдын ала ординатасы $1/(K(T-t))$ және абсциссасы T болатын графикті салу үшін қажетті шамаларды табамыз. Жылу балансының теңдеуін жазамыз

$$G_r c_r (T_B - T) = G_x c_x (t_C - t),$$

қатынастарды анықтаймыз:

$$\frac{G_r c_r}{G_x c_x} = \frac{t_C - t_B}{T_B - T} = \frac{40 - 20}{100 - 25} = 0,267.$$

Осыдан

$$t = t_C - \frac{G_r c_r}{G_x c_x} (T_B - T) = 40 - 0,267 \cdot (100 - T).$$

T шамаларын бере отырып, теңдеуден суық сұйықтың сәйкес температураларын t табамыз. Алынған мәндерді 2.2-кестеге ендіреміз.

2.2-кесте арқылы график тұрғызамыз (2.5-сурет). Қисық астындағы ауданды

$$S = \int_{T_C}^{T_B} \frac{dT}{K(T-t)}$$

трапеция формуласы

көмегімен анықтаймыз

$$S = \frac{T_B - T_C}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + y_1 + y_2 + y_3 + \dots + y_{n-1} \right).$$

2.2-кесте

График тұрғызуға есептеп алынған мәндер

T, °C	t, °C	T-t, °C	K, Вт/(м²К)	$\frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$
100	40,0	60,0	354	0,47

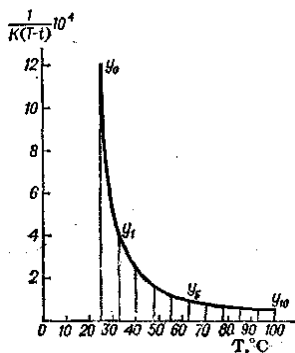
2.2-кестенің жалғасы

T, oC	t, oC	T-t, oC	K, Вт/(м2К)	$\frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$
80	34,7	45,3	350	0,63
60	29,3	30,7	342	0,95
40	24,0	16,0	308	2,30
30	21,3	8,7	232	4,96
25	20,0	5,0	166	12,07

Осыдан n=10 деп алып және графиктен y-ің шамаларын қойып, 2.3-кестені құрамыз. Кесте арқылы табамыз:

$$S = \frac{T_B - T_C}{n} \left(\frac{y_0 + y_n}{2} + \sum_{i=1}^{n-1} y_i \right) = \frac{100 - 25}{10} \left(\frac{12,07 + 0,47}{2} + 12,2 \right) 10^{-4} =$$

$$= 138 \cdot 10^{-4} \frac{Bm}{m^2 \cdot K}.$$



2.5-сурет. — $\frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$

пен T-ің байланысы

Жылуалмасу бетінің қажетті ауданы:

$$F = G_r \cdot c_r \int_{T_K}^{T_H} \frac{dT}{K(T-t)} = \frac{4500}{3600} 1,67 \cdot 10^3 \cdot 138 \cdot 10^{-4} = 28,8 \text{ м}^2.$$

Қисық астындағы ауданды нақты планиметрия әдісімен өлшегенде $F = 28,1 \text{ м}^2$ болады.

Салыстыру үшін, жылуалмасу бетінің керекті ауданын жылуөту коэффициентін тұрақты шама деп қабылдай отырып (орташа температурада), температуралардың орташа логарифмдік айырымы арқылы табамыз

$$\Delta t_6 = 100 - 40 = 60; \Delta t_c = 25 - 20 = 5.$$

2.3-кесте

Жылуалмасу бетінің ауданын табу кестесі

T, °C	Ордината реті	$y = \frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$	T, °C	Ордината реті	$y = \frac{1}{K(T-t)} \cdot 10^4$
25	0	12,07	70	6	0,74
32,5	1	3,85	77,5	7	0,65
40	2	2,30	85	8	0,58
47,5	3	1,60	92,5	9	0,50
55	4	1,13	100	10	0,47
62,5	5	0,85			

$$\Delta t_{op} = \frac{60 - 5}{2,3 \lg(60/5)} = 22,2 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Суынатын сұйықтың орташа температурасы:

$$T_{op} = t_{op} + \Delta t_{op} = 30 + 22,2 = 52,2 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Мұндағы $t_{op} = (40 + 20) / 2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$.

52,2 °C температурада $K = 329 \text{ Вт}/(\text{м}^2\text{К})$.

Берілетін жылудың шығыны:

$$Q = \frac{4500}{3600} \cdot 1,67 \cdot 10^3 (100 - 25) = 156562,5 \text{ Вт.}$$

Жылуалмасу бетінің ауданы:

$$F = \frac{Q}{K\Delta t_{cp}} = \frac{156562,5}{329 \cdot 22,2} = 21,4 \text{ м}^2.$$

Есептеулерден көрініп тұрғандай, екінші әдіспен есептегенде, жылуөту беті аз болып үлкен қателік береді.

Нұсқалар

Нұсқ. №	G, т/сағ	T,°C суынады	t,°C қызады	Нұсқ. №	G, т/сағ	T,°C суынады	t,°C қызады
1	2,65	25	35	16	2,65	40	45
2	3,7	30	40	17	2,73	25	50
3	4,85	40	45	18	6,89	45	35
4	5,67	35	50	19	4,46	35	45
5	1,94	45	60	20	5,72	40	60
6	2,53	40	30	21	2,53	30	50
7	3,49	25	45	22	3,49	25	40
8	2,73	30	50	23	2,73	30	45
9	6,89	35	35	24	6,89	40	55
10	4,46	40	45	25	4,46	35	35
11	5,72	25	60	26	5,72	45	40
12	3,67	45	50	27	3,67	40	45
13	1,52	35	40	28	3,67	25	50
14	2,59	40	45	29	1,52	30	60
15	3,71	30	55	30	2,59	35	30

12-есеп. Сәуле шығару және конвекция арқылы жоғалтатын жылуының мөлшерін анықтау

Қабырғалары майлы бояумен боялған өндірістік жай ішінде тұрған цилиндр түріндегі болат аппарат бетінің, сәуле шығару арқылы жоғалтатын жылуының мөлшерін анықтау керек. Аппараттың өлшемі: H=3 м; D=1 м. Өндірістік жайдың өлшемі: биіктігі 4 м; ұзындығы 10 м; ені 6 м. Аппарат қабырғасының

температурасы 80 °С, өндірістік жайдағы температура 25 °С.

Сондай-ақ, аппарат бетінің сәуле шығару арқылы жоғалтатын жылуы мен конвекция арқылы жоғалатын жылудың жалпы мөлшерін анықтау керек.

Шешуі. Сәуле шығару арқылы жоғалатын жылуды төмендегі теңдеулер көмегімен табамыз

$$Q_c = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]; \quad C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_q} \right) \frac{F_1}{F_2}}.$$

Мұндағы

$$T_1 = 273 + 70 = 343 \text{ К}; \quad T_2 = 273 + 20 = 293 \text{ К};$$

$$F_1 = \pi D H + 2 \cdot 0,785 D^2 = 3,14 \cdot 1 \cdot 3 + 2 \cdot 0,785 \cdot 1^2 = 11,0 \text{ м}^2;$$

$$F_2 = 2(4 \cdot 6 + 4 \cdot 10 + 6 \cdot 10) = 248 \text{ м}^2.$$

F_1 -мен салыстырғанда F_2 өте үлкен болғандықтан, сәуле шығару коэффициентін $C_{1-2} \approx C_1$ деп қабылдаймыз.

Тотыққан болат үшін қаралық дәрежесінің орташа шамасы $\varepsilon = 0,85$ болады. Сонда $C_1 = 5,7 \cdot 0,85 = 4,84 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \text{К})$.

Сәуле шығару арқылы жоғалатын жылу:

$$Q_c = C_{1-2} F_1 \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] = 4,84 \cdot 7,85 (3,43^4 - 2,93^4) = 4064,5 \text{ Вт}.$$

Сәуле шығару арқылы жоғалатын жылу мен конвекция арқылы жоғалатын жылудың жалпы мөлшерін анықтаймыз:

$$Q = \alpha F_1 (t_{\text{каб}} - t_{\text{ауа}}),$$

мұндағы α – сәуле шығару мен конвекцияның қосынды жылуберу коэффициенті. α былай анықталады

$$\alpha = 9,74 + 0,07 \Delta t = 9,74 + 0,07(80 - 25) = 13,59 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \text{К}).$$

Аппараттың жалпы жылу жоғалтуы:

$$Q=13,59 \cdot 11,0 \cdot (80-25)=8214,5 \text{ Вт.}$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	H, м	D, м	t ₁ , °C	t ₂ , °C	Нұсқ. №	H, м	D, м	t ₁ , °C	t ₂ , °C
1	2	0,8	85	35	16	1,8	0,8	85	30
2	3	0,9	90	20	17	2,4	0,9	70	35
3	2,4	1,2	70	25	18	2,5	1,2	95	20
4	2,6	1,5	65	30	19	2,8	1,5	80	35
5	3,4	1,9	85	20	20	3,4	1,9	85	25
6	3,1	2,0	90	30	21	3,0	0,95	75	30
7	1,9	1,4	85	35	22	3,6	0,5	80	35
8	1,8	1,3	70	20	23	2,7	0,7	85	20
9	2,4	0,8	95	35	24	2,2	0,8	75	25
10	2,5	0,95	80	25	25	3,5	0,9	65	30
11	2,8	0,5	85	30	26	2,4	0,85	80	20
12	3,4	0,7	75	20	27	2,6	1,4	90	30
13	3,0	0,8	65	30	28	3,4	1,3	85	35
14	3,6	0,9	80	25	29	3,1	0,8	70	35
15	2,7	0,85	90	35	30	1,9	0,95	95	20

13-есеп. Буландырылған су мөлшерін және аппараттың жылу ұстау қабатының қалыңдығын анықтау

а) Натрий гидроксидінің бастапқы ерітіндісінің құрамында 85 г/л су бар. Буландырылған ерітіндінің тығыздығы, 30 °C температурада 1,555 г/см³ тең. Бұл концентрациясы 840 г/л болатын ерітіндіге сәйкес болады. 1 т бастапқы ерітіндіден буланатын су мөлшерін анықтау керек.

б) Ішкі жағының температурасы 154 °C болатын аппараттың сыртындағы жылу ұстайтын қабаттың қажетті қалыңдығын анықтау керек. Жылу ұстайтын қабат-совелит материалынан тұрады. Жылу ұстайтын қабаттың сыртқы жағының температурасы 50 °C аспауы керек.

ә) Шешуі. Бастапқы ерітіндідегі еріген заттың массалық үлесі:

$$x_B = \frac{85}{1000 + 85} = 0,078.$$

Соңғы ерітіндіде: $x_c = 840/1555 = 0,54$.

1 т бастапқы ерітіндіден буланатын су мөлшері:

$$W = G_B \left(1 - \frac{x_B}{x_C} \right) = 1000 \cdot \left(1 - \frac{0,078}{0,54} \right) = 855 \text{ кг.}$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
G, тонна	0,6	0,8	0,9	1,5	2,5	2,3	4,5	6,2	3,5	7,2
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
G, тонна	5,6	8,2	2,4	3,4	3,9	4,8	1,8	2,7	3,6	5,7
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
G, тонна	9,6	8,7	6,8	5,3	4,1	5,7	5,8	6,4	7,9	4,6

б) Шешуі. Қоршаған ортаның температурасын $t_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ деп қабылдап, қоршаған ортаға сәуле шығару және конвекция арқылы берілетін, жылу беру коэффициентінің қосынды шамасын анықтаймыз:

$$\alpha = 9,74 + 0,07\Delta t = 9,74 + 0,07 \cdot (50 - 25) = 11,49 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K}),$$

мұндағы α – сәуле шығару және конвекция арқылы берілетін жылу беру коэффициентінің қосынды шамасы, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$; Δt – аппараттың беткі жағының температурасы мен қоршаған ортаның температурасының айырмасы, K.

Меншікті жылу ағыны:

$$q = \alpha(t_{\text{каб}} - t_{\text{ко}}) = 11,49 \cdot (50 - 25) = 287,25 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Барлық термиялық кедергі жылу ұстау қабатында жинақталған деп қабылдай отырып жазуға болады

$$q = K(t_{\text{сырт}} - t_{\text{ко}}) \approx \frac{\lambda}{\delta}(t_{\text{сырт}} - t_{\text{ко}}).$$

Осыдан жылу ұстау қабатының қалыңдығы:

$$\sigma = \frac{\lambda}{q} (t_{\text{сырт}} - t_{\text{ко}}) = \frac{0,098}{287,25} (154 - 25) = 0,044 \text{ м.}$$

Мұндағы $\lambda=0,098 \text{ Вт/(м·К)}$ – совелиттің жылуөткізгіштік коэффициенті. Оны барлық температурада тұрақты деп қабылдаймыз.

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ішкі температура, °С	17 5	16 4	18 7	16 3	13 2	12 0	11 0	10 9	10 2	97
Сырт.температура, °С	45	62	53	47	34	52	41	46	52	38
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Ішкі температура, °С	12 2	15 4	16 2	14 3	17 4	15 6	14 1	13 3	15 6	11 1
Сырт.температура, °С	32	41	36	54	62	41	45	29	47	37
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Ішкі температура, °С	15 0	13 0	12 1	14 2	13 0	12 8	12 4	13 6	15 2	14 7
Сырт.температура, °С	27	34	38	42	43	39	38	27	36	48

14-есеп. Кристаллизатордың жылу жоғалтуын және суыту бетінің ауданын анықтау

90 °С температурада, құрамында 1000 г суға 16 моль NaNO_3 бар, шығыны 5000 кг/сағ болатын NaNO_3 сулы ерітіндісін 40 °С температураға дейін суыту үшін, үздіксіз жұмыс істейтін кристаллизатордан бөліп алатын жылудың мөлшерін анықтау керек. Бұл ретте, кристаллизатордағы ерітіндіні суыту кезінде, бастапқы ерітіндінің 3 % мөлшеріндегі судың буланып кететіндігін ескеру қажет. Бұдан басқа кристаллизаторды суытатын көйлекке суытатын су 15 °С температурада кіріп, 20 °С температурада шығады. Мұнда карама-қарсы бағыттағы суыту болады. Жылуөту коэффициентін 100

Вт/(м²·К) деп қабылдай отырып, суыту бетінің қажетті ауданын және кристаллизатордағы судың шығынын анықтау қажет.

Шешуі. NaNO₃-ің еру қисығынан (Қосымша, 3-сурет) 40 °С температурада, NaNO₃-ің қаныққан ерітіндісінің концентрациясы 1000 г суға 12,3 моль болатындығын табамыз.

Ерітіндіні 40 °С температураға дейін суытқанда, бөлінетін кристалдардың мөлшерін анықтаймыз, (кг/с).

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_1 (x_2 - x_1) - W x_2}{x_2 - x_{\text{кр}}},$$

мұндағы G_1 – бастапқы ерітіндінің мөлшері, кг; x_1 – бастапқы ерітіндінің сусыз тұз бойынша концентрациясы, массалық үлес немесе %; x_2 – кристалданудан кейінгі аналық ерітіндінің сусыз тұз бойынша концентрациясы, массалық үлес немесе %; W – буландырылған еріткіштің мөлшері, кг; $x_{\text{кр}} = M/M_{\text{кр}}$ – сусыз ерітілген зат пен кристаллогидраттың мольдік массаларының қатынастары.

Бастапқы концентрацияларды массалық үлеске аударамыз:

$$x_1 = \frac{16 \cdot 85}{1000 + 16 \cdot 85} = 0,576 \text{ кг / кг};$$

$$x_2 = \frac{12,3 \cdot 85}{1000 + 12,3 \cdot 85} = 0,511 \text{ кг / кг}.$$

Мұндағы 85 – NaNO₃-ің мольдік массасы, кг/кмоль.

NaNO₃ сусыз түрде кристалданатын болғандықтан $x_{\text{кр}} = 1$.

Сонда аламыз:

$$G_{\text{кр}} = \frac{5000(0,511 - 0,576) - 0,03 \cdot 5000 \cdot 0,511}{3600(0,511 - 1)} = 0,229 \text{ кг / с}.$$

Кристаллизатордан әкететін жылу мөлшерін мына теңдеу бойынша есептейміз:

$$Q = G_1 c (t_1 - t_2) + G_{\text{кр}} q - W r,$$

мұндағы W – буланатын су шығыны, кг/с; r – судың меншікті бу түзу жылуы, Дж/кг.

NaNO_3 -ің меншікті кристалдану жылуы q -ді $21000 \cdot 10^3$ Дж/кмоль деп қабылдаймыз.

Химиялық қосындының меншікті жылу сыйымдылығын тәжірибе жүзінде анықтау мүмкін болмағанда, мына теңдеумен анықтаймыз:

$$c_1 = \frac{n_1 C_1 + n_2 C_2 + n_3 C_3 + \dots}{M} = \frac{(26 + 26 + 3 \cdot 16,8)}{85} = 1,2 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}},$$

мұндағы M – химиялық қосындының молекулалық массасы; n – қосылысқа кіретін элементтердің атомдар саны; C – атомдық жылусыйымдылықтар, Дж/(кг·атом·К).

Концентрленген ($x > 0,2$) екі компонентті сулы ерітінділер үшін меншікті жылусыйымдылықты анықтаймыз:

Сонда $x = 57,6 \%$ кезінде

$$c = 4190(1-x) + c_1 x = 4190 \cdot 0,424 + 1200 \cdot 0,576 = 2470 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Әкетілетін жылу мөлшері:

$$Q = \frac{5000}{3600} 2,47 \cdot 10^3 (90 - 40) + 0,229 \frac{21000 \cdot 10^3}{85} - \frac{0,03 \cdot 5000 \cdot 2345 \cdot 10^3}{3600} = 130000 \text{ Вт}.$$

Мұндағы $2345 \cdot 10^3$ Дж/кг – судың $(90+40)/2=65$ °С орташа температура кезіндегі меншікті бу түзілу жылуы.

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{оп}}}.$$

Суыту бетінің ауданын табамыз:

Есептің шарты бойынша температуралық жоба:

$$90 \rightarrow 40$$

$$20 \leftarrow 15$$

осыдан

$$\Delta t_{op} = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2,3 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 43,75^\circ \text{C} = 43,75\text{K}$$

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{op}} = \frac{130000}{100 \cdot 43,75} = 29,71 \text{m}^2.$$

Судың шығыны:

$$G_{cy} = \frac{130000}{4,19 \cdot 10^3 (20 - 15)} = 6,33 \text{кг} / \text{с} = 22400 \text{ кг/сағ}.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	G, т/сағ	Суыту көйлегіндегі су температурасы, °C.		Нұсқ. №	G, т/сағ	Суыту көйлегіндегі су температурасы, °C.	
		суынады	қызады			суынады	қызады
1	2,65	15	25	16	2,65	15	25
2	3,7	20	30	17	2,73	20	30
3	4,85	10	25	18	6,89	15	25
4	5,67	15	30	19	4,46	10	15
5	1,94	25	40	20	5,72	25	30
6	2,53	30	40	21	2,53	35	40
7	3,49	15	25	22	3,49	25	40
8	2,73	20	30	23	2,73	20	45
9	6,89	15	25	24	6,89	30	55
10	4,46	10	15	25	4,46	20	30
11	5,72	25	30	26	5,72	10	25
12	3,67	35	40	27	3,67	15	30
13	1,52	25	40	28	3,67	25	40
14	2,59	20	45	29	1,52	30	40
15	3,71	30	55	30	2,59	35	40

15-есеп. Буландыру аппаратының жылуберу коэффициенті мен қыздыру спиралінің температурасын анықтау

Na_2CO_3 сұйытылған ерітіндісі екі корпусы буландыру қондырғысында қоюландырылады. Мұнда бірінші корпусқа берілетін ерітіндінің бастапқы шығыны 2,5 кг/с. Екінші корпусты буландырылып алынған ерітіндінің концентрациясы 28,4 % (масс). Бастапқы жылытқыштан алынған ерітіндінің температурасы 84 °С, қондырғының сыртқы бетінің ауданы 72 м², жылуалмастырғыштың беті 20 м², бірінші буландырғыштың сыртқы бетінің температурасы 86 °С, ал екінші буландырғыштың сыртқы бетінің температурасы 49 °С болады. Ерітіндінің басқа мәндері төмендегі 2.4-кестеде келтірілген.

1-корпустағы бір уақыт мөлшеріндегі буландырылатын су мөлшері (кг/с)

$$W_1 = G_{61}(x_{c1} - x_{61})/x_{c1} = \frac{2,5(17,5 - 9,4)}{17,5} = 1,16 \text{ кг/с.}$$

2-корпустағы бір уақыт мөлшеріндегі буландырылатын су мөлшері (кг/с)

$$W_2 = G_{62}(x_{c2} - x_{62})/x_{c2} = \frac{1,34(28,4 - 17,5)}{28,4} = 0,51 \text{ кг/с.}$$

1-корпустағы буландыруға жұмсалатын жылу мөлшері, Вт

$$Q_1 = Q_{\text{жылыт}} + Q_{\text{бул1}} + Q_{\text{жо1}} = 161,5 \cdot 10^3 + 2608840 + 68239 = 2838579 \text{ Вт.}$$

Мұндағы қыздыруға жұмсалатын жылу шығыны

$$Q_{\text{жылыт}} = G_{61}c_{61}(t_{\text{кай1}} - t_{\text{бас}}) = 2,5 \cdot 3,8 \cdot 10^3 (101 - 84) = 161,5 \cdot 10^3 \text{ Вт.}$$

2.4-кесте

Ерітіндінің мәндері

$P_{абс1} = 1,033 + 0,2 = 1,233 \text{ кг/см}^2$	2-ші буландырғыштағы судың энтальпиясы $I_{cy2} = 250 \text{ кДж/кг}$
$P_{абс2} = 1,033 - 0,81 = 0,223 \text{ кг/см}^2$	Қыздырылатын будың конденса-циялану температурасы $t_{к2бy} = 60 \text{ }^\circ\text{C}$
$x_{б1} = 9,4 \text{ \% (масс)}$	Өндіріс жайының температурасы $t_{аyа} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$
$x_{с1} = 17,5 \text{ \% (масс)}$	Құбырдың сыртқы диаметрі $d_{ор} = 13,5 \text{ мм}$
$x_{б2} = 17,5 \text{ \% (масс)}$	Құбырдың белсенді ұзындығы $L_б = 1415 \text{ мм}$
1-ік ерітіндінің $t_{кай1} = 101 \text{ }^\circ\text{C}$	Коэффициент $v = 0,08$
2-ік ерітіндінің $t_{кай2} = 59 \text{ }^\circ\text{C}$	Жылуөткізгіштік коэффициенті $\lambda = 0,6 \text{ Вт/м} \cdot \text{К}$
1-ші буландырғыштағы 2-лік будың энтальпиясы $I_{2бy1} = 2686 \text{ кДж/кг}$	Тұтқырлықтың кинематикалық коэффициенті $\mu = 0,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$
2-ші буландырғыштағы 2-лік будың энтальпиясы $I_{2бy2} = 2607 \text{ кДж/кг}$	Беттік керілу $\sigma = 0,06 \text{ н/м}$
1-ші буландырғыштағы судың энтальпиясы $I_{cy1} = 437 \text{ кДж/кг}$	Термиялық кедергі $r_{тер} = 0,01 \text{ м}^2 \cdot \text{К/Вт}$
2-ші буландырғыштағы судың энтальпиясы $I_{cy2} = 250 \text{ кДж/кг}$	

Сулы ерітінділердің жылуsыйымдылығы:

$$c_{б1} = (1 - x_{б1}) / 100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = (1 - 9,4) / 100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = 3,8 \cdot 10^3 \text{ Дж/}(\text{кг} \cdot \text{К});$$

$$c_{б2} = (1 - x_{б2}) / 100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = (1 - 17,5) / 100 \cdot 4,19 \cdot 10^3 = 3,46 \cdot 10^3 \text{ Дж/}(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Буландыруға кететін жылу мөлшері:

$$Q_{бул} = W_1(I_{2бy1} - I_{cy1}) = 1,16(2686000 - 437000) = 2608840 \text{ Вт}.$$

Қоршаған ортаға жоғалатын жылу мөлшері:

$$Q_{жол} = \alpha_1 F_{сыр} (t_{каб1} - t_{ауа}) = 14,36 \cdot 72 \cdot (86 - 20) = 68239 \text{ Вт},$$

мұндағы α_1 – жылуберу коэффициенті.

$$\alpha_1 = 9,74 + 0,07 \Delta t_1 = 9,74 + 0,07 \cdot (86 - 20) = 14,36 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Екінші корпустағы буландыруға кететін жылу мөлшері, Вт

$$Q_2 = -Q_{ер.бул} + Q_{бул2} + Q_{жол2} = -194729 + 1202070 + 24576 = 1031917 \text{ Вт},$$

Мұнда еркін булануға кететін жылу мөлшері:

$$Q_{ер.бул} = G_{б2} c_{б2} (t_{кай1} - t_{кай2}) = 1,34 \cdot 3460 (101 - 59) = 194729 \text{ Вт}.$$

Буландырып бітуге жұмсалатын жылу мөлшері:

$$Q_{бул2} = W_2 (I_{2бy2} - I_{cy2}) = 0,51 (2607000 - 250000) = 1202070 \text{ Вт}.$$

Қоршаған ортаға жоғалатын жылу мөлшері

$$Q_{жол2} = \alpha_2 F_{сыр} (t_{каб2} - t_{ауа}) = 11,77 \cdot 72 \cdot (49 - 20) = 24576 \text{ Вт},$$

мұндағы

$$\alpha_2 = 9,74 + 0,07 (t_{каб2} - t_{ауа}) = 9,74 + 0,07 (49 - 20) = 11,77 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Жылуөту коэффициенті

$$K_2 = Q_2 / (F_{ж.б} \Delta t_{ор2}) = 1031917 / (50 \cdot 1) = 20638,34 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

мұндағы

$$\Delta t_{ор2} = (t_{к2бy} - t_{кай2}) = 60 - 59 = 1^\circ \text{C}.$$

1-корпустағы жылуберу коэффициенті

$$\alpha_{кай} = \left[\lambda^2 / (v \sigma T_{кай}) \right]^{1/3} q^{2/3} = 0,08 \cdot \left[0,6^2 / \left(0,3 \cdot 10^{-6} \cdot 0,06 \cdot (273 + 84) \right) \right]^{1/3} 11830991,37^{2/3} = 158690,8 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}.$$

Мұндағы

$$q = \frac{Q_1}{\pi d_{op} L_6 n_{TЭН}} = \frac{2838579}{3,14 \cdot 0,0135 \cdot 1,415 \cdot 4} = 11830991,37 \text{ Вт/м}^2.$$

Жылуэлектр қыздырғышы (ЖЭҚ) қабырғасының температурасы

$$T_{ЖЭҚ} = \frac{q}{\alpha_{кай}} + t_{кай1} = \frac{11830991,37}{158690,8} + 101 = 175,55 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Спиральдың температурасы

$$t_{спир} = t_{ЖЭҚ} + r \cdot q_1 = 175,55 + 0,01 \cdot 88607,02 = 1061,62 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Мұндағы

$$q_1 = Q_1 / (L_6 n_{ЖЭҚ})^2 = 2838579 / (1,415 \cdot 4)^2 = 88607,02 \text{ Вт/м}^2.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	G _{б1} , кг/с	X _{с2} , %(масс)	t _{жылт} , °C	F _{сыр} , м ²	F _{ж.б} , м ²	t _{каб1} , °C	t _{каб2} , °C
1	1,8	23,7	98	30	20	98	55
2	2,0	29,18	95	32	15	100	58
3	1,5	23,7	100	40	30	95	52
4	1,7	33,86	90	50	30	92	53
5	1,3	29,18	93	45	25	97	51
6	1,45	33,86	97	52	27	96	50
7	1,2	29,18	91	40	27	98	48
8	2,1	23,72	94	48	32	99	51
9	1,75	27,38	98	30	18	95	53
10	1,55	35,1	96	42	33	88	51
11	1,25	29,4	93,5	44	29	86	49
12	2,12	24,65	94	38	27	93	52
13	1,88	36,2	94	61	45	75	53
14	1,2	32,4	92	55	38	86	50
15	1,31	34,5	79	48	35	78	47
16	2,5	28,4	84	72	50	86	49
17	1,42	30,2	79,5	46	31	93	48

18	0,98	27,5	86	50	34	92	45
19	1,32	38,2	73	60	43	96	51
20	1,72	26,5	93	46	32	93	48,5
21	1,23	21,18	95	45	25	97	41
22	1,5	38,86	91	52	27	96	40
23	1,12	23,18	97	40	27	98	58
24	2,31	26,72	96	48	32	99	61
25	2,75	21,38	99	30	18	95	43
26	1,15	39,1	92	42	33	88	52
27	1,51	24,4	92,5	44	29	86	39
28	2,1	34,65	98	38	27	93	62
29	1,12	38,2	97	61	45	75	43
30	1,14	42,4	96	55	38	86	40

2.8. Зертханалық жұмыстар бойынша есептеулердің мысалдары

1-зертханалық жұмыс. Сұйықтың ағу кезеңін анықтау

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда Рейнольдс қондырғысында ағатын сұйықтың ағу кезеңін анықтау.

Қолданылатын құбырдың ішкі диаметрі 22 мм, сұйық шығыны 2 м³/с; 4 м³/с; 7 м³/с, сұйық тығыздығы 1000 кг/м³, тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті 1,0·10⁻³ Па·с.

Тәжірибелік мәндерді өңдеу. Құбырдағы судың орташа жылдамдығын мына теңдеумен анықтайды:

$$w_1 = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,002}{0,785 \cdot 0,022^2} = 5,26 \text{ м / с};$$

$$w_2 = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,004}{0,785 \cdot 0,022^2} = 10,53 \text{ м / с};$$

$$w_3 = \frac{V}{0,785d^2} = \frac{0,007}{0,785 \cdot 0,022^2} = 18,42 \text{ м / с}.$$

Рейнольдс критерийін анықтайды:

$$Re_1 = \frac{wd \cdot \rho}{\mu} = \frac{5,26 \cdot 0,022 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 115720;$$

$$Re_2 = \frac{wd \cdot \rho}{\mu} = \frac{10,53 \cdot 0,022 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 231660;$$

$$Re_3 = \frac{wd \cdot \rho}{\mu} = \frac{18,42 \cdot 0,022 \cdot 1000}{1 \cdot 10^{-3}} = 405240.$$

Қорытынды: турбуленттік кезең.

Есептеу нәтижелері бойынша $Re=f(w)$ графигін тұрғызады.

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	Құбырдың ішкі диаметрі, мм	Сұйықтың көлемдік жылдамдығы, м ³ /с	Нұсқ. №	Құбырдың ішкі диаметрі, мм	Сұйықтың көлемдік жылдамдығы, м ³ /с
1	42	2; 8; 10	16	27	3; 7; 9
2	55	1; 3; 7	17	17	1; 5; 7
3	46	4; 8; 11	18	15	2; 3; 7
4	35	3; 5; 9	19	12	3; 8; 13
5	30	5; 8; 10	20	25	1; 3; 10
6	27	6; 10; 12	21	9	7; 9; 11
7	17	2; 5; 10	22	38	10; 12; 14
8	15	2; 7; 9	23	21	11; 13; 15
9	12	7; 11; 15	24	13	1; 4; 9
10	19	10; 8; 10	25	19	3; 8; 11
11	25	4; 6; 10	26	42	5; 7; 10
12	13	2; 7; 12	27	55	6; 8; 13
13	9	2; 4; 7	28	30	9; 12; 13
14	38	6; 8; 10	29	46	6; 9; 10
15	21	3; 8; 10	30	35	3; 8; 11

2-зертханалық жұмыс. Ығыстыру және араластыру реакторы

а) Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда сірке қышқылынан этилацетат өндіретін ығыстыру реакторының көлемін анықтау. Сонымен қатар реакторда реагенттердің болу уақытын және реагенттің айналу дәрежесін есептеу.

Бастапқы мәндер: реактордың ішкі диаметрі 6 см, әйнек құбырдың ұзындығы 10 м, реагенттердің көлемдік шығыны $2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$, NaOH-ың бастапқы концентрациясы 0,1 н, көрсетілген нүктедегі сілті концентрациясы 0,03 н.

Тәжірибелік мәндерді өңдеу. Реактор көлемі мына теңдеумен есептеледі:

$$V_p = \frac{0,785 d^2 l}{1000} = \frac{0,785 \cdot 0,06^2 \cdot 10}{1000} = 2,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3.$$

Реакторда реагенттердің болу уақыты:

$$\tau = \frac{V_p}{V} = \frac{2,8 \cdot 10^{-5}}{0,002} = 0,014 \text{ с.г.}$$

Реагенттің айналу дәрежесі X_A :

$$X_A = \frac{C_{A0} - C_A}{C_{A0}} = \frac{0,1 - 0,03}{0,1} = 0,7 \cdot 100 = 70 \text{ \%}.$$

мұндағы C_{A0} – сілтінің бастапқы концентрациясы;
 C_A – көрсетілген нүктедегі сілті концентрациясы.

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Тәжірибелік мәндер	Нұсқалар									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Реагенттің көлемдік шығыны, $X \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$	2	1	2	3	4	2,5	3,6	4,3	1,8	1,3
Бастапқы концентрация,	1	2	1	3	4	1,8	1,3	2,5	3,6	2

NaOH, $X \cdot 10^{-1}$ н										
Көрсетілген концентрация, NaOH, $X \cdot 10^{-2}$ н	2	3	1	4	2	3,7	4,2	1,8	1,6	0,8
Тәжірибелік мәндер	Нұсқалар									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Реагенттің көлемдік шығыны, $X \cdot 10^{-3}$ м ³ /с	2	3	1	4	2	3,7	4,2	1,8	1,6	0,8
Бастапқы концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-1}$ н	2	1	2	3	4	2,5	3,6	4,3	1,8	1,3
Көрсетілген концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-2}$ н	1	2	1	3	4	1,8	1,3	2,5	3,6	2
Тәжірибелік мәндер	Нұсқалар									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Реагенттің көлемдік шығыны, $X \cdot 10^{-3}$ м ³ /с	3	4,2	1,8	1	1	2	1	2	3	4
Бастапқы концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-1}$ н	2	3,6	4,3	2	1	3	4	1	2	1
Көрсетілген концентрация NaOH, $X \cdot 10^{-2}$ н	1	2	1	3	4	1	1,6	1,5	2,6	2

б) Жұмыстың мақсаты. Үздіксіз араластыру реакторының қажетті өнімділікті қамтамасыз ететін реакциялық аймағының көлемін, каскадтағы аппараттар санын (олардың әрқайсының көлемі реактордың жалпы көлемінің 1/10 мөлшеріне тең деп есептегендегі) есептеу.

Зертханалық жағдайда араластыру реакторының каскадында екінші дәрежелік реакция өтіп жатыр деп аламыз, $A+B \rightleftharpoons D+C$. Мұнда бастапқы қоспаның көлемдік шығыны $U=10$ м³/сағ. А затының бастапқы концентрациясы $C_{A0}=1,5$ кмоль/м³. Тура реакцияның жылдамдық константасы $k=10$ м³/(кмоль·сағ), тепе-теңдік константасы $K_T=16,0$. Өнімнің шығу мөлшері тепе-теңдіктегінің 80 % шамасында.

Берілген X_A -ның қажетті мөлшерін алуға керекті каскадтағы аппараттар санын есептеу үшін графикалық әдіс

қолданылады, онда каскадтағы әрбір реактор үшін екі теңдеуден тұратын теңдеулер жүйесі шешіледі. Оның біріншісі – реакцияның кинетикалық теңдеуі $(-r_A) = f(C_{Am})$. Екіншісі – толық араласудың сипаттамалық теңдеуі, ол мына түрде жазылады:

$$-r_{Am} = \frac{1}{\tau} C_{Am-1} - \frac{1}{\tau} C_{Am}. \text{ Теңдеу А компонентінің концентрациясы}$$

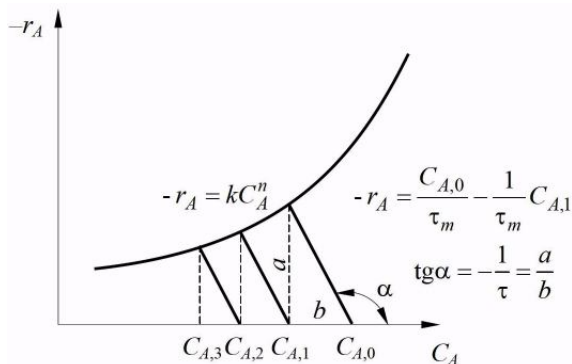
мен оның толық араласу реактордағы айналу жылдамдығы арасындағы байланысты көрсетеді.

Каскадтағы аппараттар санын анықтау үшін C_A - r_A координаталар жүйесінде толық араласудың сипаттамалық теңдеуіне сәйкес қисық тұрғызады (2.6-сурет).

C_{A0} концентрациясына сәйкес А нүктесінен $\operatorname{tg} \alpha = -1/\tau_m$ түзуін жүргізеді.

Қисық пен түзудің қиылысқан нүктесі бірінші реактордағы концентрация мәніне сай болады.

Бірінші реактордағы концентрация мәні екінші реакторға кірердегі концентрация екендігін ескере отырып, сәйкес түрде екінші реактордағы концентрация мәнін анықтайды. Каскадтағы τ_m мәні бірдей болғандықтан, кинетикалық теңдеумен анықталатын түзулер параллель жатады. Осындай іс әрекетті келесі реакторда берілген соңғы концентрация алынғанша жасайды.



2.6-сурет. Каскадтағы аппараттар санын есептеуге арналған графикалық әдіс

Алынған мәндер негізінде үдерісті жүргізу талабы жайында қорытынды жасайды.

Тәжірибелік мәндерді өңдеу. Реакция өнімінің (D және C) тепе-теңдікке сай мөлшерін X_T арқылы белгілейді. Сонда алынады

$$K_T = \frac{x_T^2}{(1,5 - 2 \cdot x_T)^2} = 16,$$

осыдан $X_T=0,667$. Айнарудың соңғы дәрежесі $x=0,8 \cdot 0,667=0,533$, ал A затының соңғы концентрациясы $C_{Ak}=1,5-2 \cdot 0,533=0,434$ болады. Осы жағдайдағы реакция жылдамдығының теңдеуі

$$\frac{dC_A}{d\tau} = k \cdot \left(C_A^2 - \frac{C_D \cdot C_C}{K_T} \right) = 10 \cdot \left[(1,5 - 2 \cdot x)^2 - \frac{x^2}{16} \right].$$

Бір саты үшін алынады

$$r_A = 10 \cdot \left[(1,5 - 2 \cdot 0,533)^2 - \frac{0,533^2}{16} \right] = 1,70.$$

Осы уақытта

$$r_A = \frac{C_{Ao} - C_{Ak}}{V / U} = \frac{1,5 - 0,434}{V / 10} = 1,70.$$

Осыдан

$$V = \frac{U(C_{Ao} - C_{Ak})}{r_A} = \frac{10,66}{1,7} = 6,27 \text{ м}^3.$$

Яғни, $V = 6,27 \text{ м}^3$. Бірлік реактор үшін есептелінген C_{Ak} -ге сәйкес реакция жылдамдығын графикалық түрде анықтауға болады, оны 2.7, а-суреттен көруге болады. Мұнда

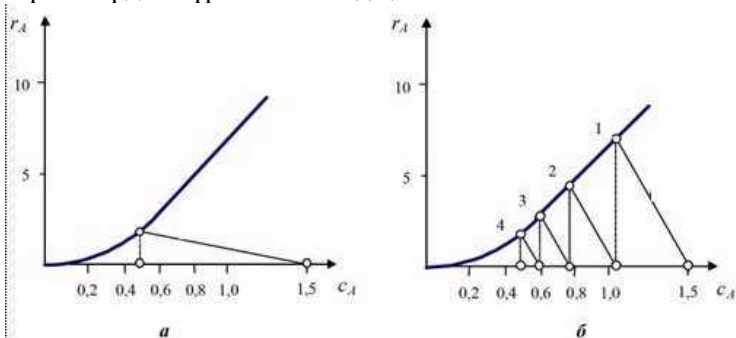
C_A	0	0,1	0,3	0,434	0,55	0,73	1,02	1,25
r_A	0	0,12	0,8	1,7	2,7	4,2	6,9	9

Егер реактор көлемі каскадтағы жалпы көлемінің 1/10 мөлшеріне тең болатын болса, онда реакция жылдамдығының мәні болады

$$-\frac{1}{\tau} = \frac{U}{V} = \frac{10}{0,627} = -15,9.$$

2.7, б-суретте идеалдық араластыру реакторындағы C_{A0} және C_{Ak} мәндерінің тура сондай кезіндегі каскадты графикалық есептеу көрсетілген.

Осылайша C_{Ak} мәніне жету үшін көлемі $V=6,27 \text{ м}^3$ болатын бір реактор керек немесе әрқайсының көлемі $0,627 \text{ м}^3$ болатын төрт реактордан тұратын каскад қажет.



2.7-сурет. Бір реактордың (а) және каскадтың (б) графикалық есебі

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Тәжірибелік мәндер	Нұсқалар									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Бастапқы көлемдік шығын $U, \text{ м}^3/\text{сағ}$	12	14	9	10	15	8	7	11	17	6
Бастапқы концентрация $C_{A0}, \text{ кмоль}/\text{м}^3$	1,2	1,5	1,1	0,7	1,3	1,6	1,7	1,4	1,0	0,9
Тәжірибелік мәндер	Нұсқалар									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Бастапқы көлемдік шығын $U, \text{ м}^3/\text{сағ}$	13	9	7	15	21	8	16	20	17	18
Бастапқы концентрация $C_{A0}, \text{ кмоль}/\text{м}^3$	1,7	1,4	1,0	0,9	1,2	1,5	1,1	0,7	1,3	1,6

Тәжірибелік мәндер	Нұсқалар									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Бастапқы көлемдік шығын U , м ³ /сағ	10	15	6	12	14	8	7	11	17	13
Бастапқы концентрация C_{A0} , кмоль/м ³	0,7	1,3	1,6	1,2	1,5	1,1	1,7	1,4	1,0	0,9

№3-зертханалық жұмыс. Гравитациялық күш әсерінен қатты бөлшектердің сұйықтарда тұнуын зерттеу

а) Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда сұйықтардағы бөлшектердің тұну жылдамдығын анықтау.

Зертханалық жағдайда бөлшектердің сұйықтарда тұну жылдамдығын бөлшектің диаметріне, түріне және физикалық қасиеттеріне байланысты анықтайды. Нәтижесін 2.5-кестеге енгізеді.

2.5-кесте

Тәжірибе нәтижелері (үш тәжірибеден орташа алынған)

Тәжірибе	Бөлшек түрінде	Сұйық	Белгілер арасындағы қашықтық, м	Бөлшектің тұну уақыты, с	Тәжірибелік тұну уақыты, м/с
а	Шар	су	0,2	2	0,13
б	Куб	су	0,2	2	0,1

б) Жұмыстың мақсаты. Сулы суспензияны тазалауға арналған тұндырғыштағы тұнбаның «қысылып тұну» жылдамдығын анықтау.

Тәжірибедегі бастапқы суспензиядағы қатты бөлшектердің мөлшері $x_1 = 0,1$, тұнбада $x_2 = 0,5$ және тұндырғыштан шығатын ағындағы мөлшері $x = 0,0001$. Бөлшектер шар түрінде. Тұндырылатын бөлшектердің ең аз диаметрі $d_k = 25$ мкм. Бөлшектердің тығыздығы $\rho_k = 2600$ кг/м³, судың тығыздығы $\rho_c = 1000$ кг/м³. Тұндыру 5 °С температурада болады. 5 °С температурадағы су тұтқырлығы $\mu_c = 1,519 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Тәжірибелік мәндерді өңдеу:

а) осы жылдамдықта тұтудағы Лященко критерийін

анықтайды

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{w_T^3 \cdot \rho^2}{\mu \cdot (\rho_k - \rho) \cdot g} = \frac{0,1^3 \cdot 1000^2}{1 \cdot 10^{-3} (1400 - 1000) \cdot 9,81} = 254,84$$

Анықталған Ly мәні бойынша Ar критерийін график (Қосымша, 2-сурет) арқылы тауып, Архимед критерийінен шар тәрізді бөлшектің диаметрін есептейді

$$d_k = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu^2}{(\rho_k - \rho) \rho g}} = \sqrt[3]{\frac{9 \cdot 10^4 \cdot 1^2 \cdot 10^{-6}}{(1400 - 1000) \cdot 1000 \cdot 9,81}} = 2,8 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

Одан кейін есептеу арқылы ламинарлық тұнудағы ($Re_T < 2$) сфералық бөлшектің тұну жылдамдығын Стокс теңдеуінен табады

$$w_T = \frac{d_k^2 \cdot g \cdot (\rho_k - \rho)}{18 \cdot \mu} = \frac{0,0028^2 \cdot 9,81 \cdot 400}{18 \cdot 0,001} = 1,75 \text{ м/с.}$$

Рейнольдс критерийін есептейді

$$Re = \frac{d^2 w \rho}{\mu} = \frac{0,0028^2 \cdot 1,75 \cdot 1000}{0,001} = 14,2.$$

Осыдан табылған Архимед критерийінің мәні

$$Ar = Re \cdot 18 = 14,2 \cdot 18 = 255.$$

Егер бөлшек сфералық түрде болмаса, онда бөлшектің тұну жылдамдығын табу үшін Стокс теңдеуін қолдануға болмайды. Дұрыс емес бөлшектердің тұну жылдамдығы әдетте аз болады, сондықтан сфералық түрдегі бөлшек үшін табылған мәнді ψ түзеткіш түр коэффициентіне көбейтеді:

$$w_T = \psi \cdot w_{T,cf} = 0,8 \cdot 1,75 = 1,4 \text{ м/с,}$$

мұнда 0,8 – куб түріндегі бөлшек үшін түр коэффициентінің мәні.

Алынған есептік мәндерді тәжірибелік шамалармен салыстырамыз.

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	Жеке бөлшектің тәжірибелік тұну жылдамдығы, м/с	Бөлшектің тығыздығы, кг/м ³	Нұсқ. №	Жеке бөлшектің тәжірибелік тұну жылдамдығы, м/с	Бөлшектің тығыздығы, кг/м ³
1	0,9	2870	16	0,85	1254
2	1,1	3500	17	0,78	4256
3	0,7	1680	18	0,45	3245
4	0,4	2100	19	0,72	3265
5	0,3	8000	20	0,2	1235
6	0,5	3540	21	0,4	5684
7	0,6	2145	22	0,26	3256
8	0,7	6542	23	0,38	2145
9	0,4	4300	24	0,42	2975
10	0,3	5320	25	0,15	4265
11	0,1	4210	26	0,32	1245
12	0,8	6230	27	0,651	6423
13	0,2	1240	28	0,28	3254
14	1,2	1256	29	0,26	9600
15	0,8	5000	30	0,62	4321

б) Архимед критерийінің мәнін анықтайды:

$$Ar = \frac{(25 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 1000 \cdot 9,81 \cdot (2600 - 1000)}{(1,519 \cdot 10^{-3})^2} = 0,106.$$

Рейнольдс критерийі:

$$Re = \frac{Ar}{18} = \frac{0,106}{18} = 0,00589.$$

Еркін тұну жылдамдығы:

$$w_T = \frac{0,00589 \cdot 1,519 \cdot 10^{-3}}{25 \cdot 10^{-6} \cdot 1000} = 3,58 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Суспензияның тығыздығы:

$$\rho_C = \frac{1}{\frac{0,1}{2600} + \frac{0,9}{1000}} = 1066 \text{ кг/м}^3.$$

Суспензиядағы сұйықтың ε көлемдік үлесін анықтайды:

$$\varepsilon = 1 - 0,1 \cdot \frac{1066}{2600} = 0,959$$

Бөлшектің «қысылып тұну» жылдамдығы мына қатынастан анықталады:

$$w_K = w_T \cdot \varepsilon^2 \cdot 10^{-1,82(1-\varepsilon)},$$

$$w_K = 3,58 \cdot 10^{-4} \cdot 0,959^2 \cdot 10^{-1,82(1-0,959)} = 2,77 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	Бөлшектер- дің өлшемі, $D_{\min, \text{мкм}}$	Бөлшек тығыздығы, кг/м^3	Нұсқ. №	Бөлшектер- дің өлшемі, $D_{\min, \text{мкм}}$	Бөлшек тығыздығы, кг/м^3
1	12	5684	16	8	9600
2	18	3256	17	11	4321
3	15	2145	18	17	1250
4	37	2100	19	13	3265
5	19	8000	20	15	1235
6	8	3540	21	16	6542
7	11	2145	22	24	4300
8	17	2870	23	27	6230
9	13	3500	24	21	1240
10	15	1680	25	22	1256
11	16	1254	26	35	1245
12	24	4256	27	13	6423

13	27	3245	28	17	3254
14	21	2975	29	10	5320
15	22	4265	30	14	4210

№4-зертханалық жұмыс. Вакуум-сүзгіштегі сүзу үдерісін зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда графикалық жолмен вакуум-сүзгіштегі r_0 мен $R_{сб}$ сүзу тұрақтылықтарын анықтау.

Тәжірибеде қатты бөлшектері сығылмайтын тұнба түзетін суспензияның сүзілу кинетикасын зерттейді.

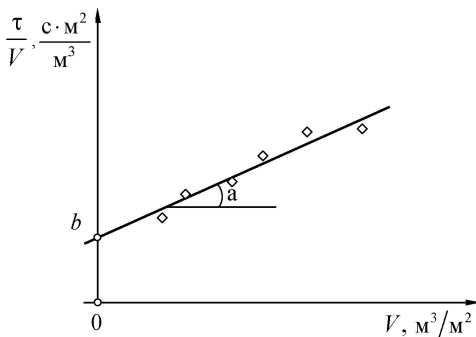
Әрбір белгіленген уақыт аралығында алынатын сүзінді мөлшерін тәжірибе аяғына дейін анықтай отырып, аяғында алынған тұнбаның қалыңдығын өлшейді. Алынған нәтижелерді 2.6-кестеге енгізеді.

2.6-кесте

Тәжірибелік мәндер

№	Уақыт, с	сүзінді мөлшері, мл	Қатынас, τ/V	h, мм	Қысым, Па	Сүзгіш диаметрі, см
1	0	0	0	—	—	—
2	10	15	0,67	—	—	—
3	20	28	0,71	—	—	—
4	30	39	0,77	—	—	—
5	40	47	0,85	50	$3,4 \cdot 10^{-3}$	10

Тәжірибелік мәндерді өңдеу. Алынатын тұнба қабатының сипаттамаларын және сүзу бөгетінің кедергісін анықтау үшін C мен K коэффициенттерін табу керек. Оны екі жолмен анықтауға болады: $y = ax+b$ теңдеуі түріне келтірілген теңдеу арқылы графикалық түрінде (2.8-сурет) немесе аналитикалық түрде



2.8-сурет. Сүзу тұрақтылары К мен С-ны анықтау

$$\frac{\tau}{V} = \frac{1}{K}V + \frac{2C}{K},$$

мұндағы коэффициент $a = \frac{1}{K}$ теңдеудегі $\frac{\tau}{V} = f(V)$ түзуінің

тангенстік бұрышы, ал коэффициент $b = \frac{2C}{K}$ – түзудің ордината

іінін кесіп өтетін кесінді сызығы. Сондықтан да τ/V мен V мәндері аралығындағы байланысты көрсететін түзу сызықтың теңдеуін C мен K тұрақтыларын графикалық немесе аналитикалық түрде де анықтауда қолдануға болады.

$$y = ax + b,$$

$$0,85 = 0,765 \cdot 4,7 \cdot 10^{-3} + b,$$

осыдан $b = 0,846$, мұндағы $a = 13/17 = 0,765$.

Сонда

$$K = 1/0,765 = 1,307 \text{ және } C = (0,846 \cdot 1,307)/2 = 0,553.$$

Тексеру:

$$\frac{\tau}{V} = \frac{1}{1,307} \cdot 4,7 \cdot 10^{-3} + \frac{2 \cdot 0,553}{1,307} = 3,5 \cdot 10^{-3} + 0,846 = 0,85.$$

К мен С-нің табылған мәндері сүзу тұрақтылары r_0 мен $R_{сб}$ -ні мына қатынас арқылы анықтауға мүмкіншілік береді:

$$\frac{2\Delta P}{\mu r_0 x_0} = K; \quad \frac{2R_{сб}}{r_0 x_0} = C \cdot$$

Осыдан табады

$$x_0 = (h_r \cdot D) / V = (0,05 \cdot 0,1) / 4,7 \cdot 10^{-3} = 1,06,$$

мұндағы h_r – тұнба биіктігі; D – сүзгіш диаметрі.

$$r_0 = \frac{2\Delta P}{K \mu x_0} = \frac{2 \cdot 3,4 \cdot 10^{-3}}{1,307 \cdot 0,001 \cdot 1,06} = 4,927 \text{ м}^{-2}.$$

$$R_{сб} = \frac{C r_0 x_0}{2} = \frac{0,553 \cdot 4,927 \cdot 1,06}{2} = 1,44 \text{ м}^{-1}.$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	Уақыт, с	Сүзінді мөлшері, мл	h, мм	Қысым, Па
1	0;10;20;30;40	0;10;18;25;30	25	$3,4 \cdot 10^{-3}$
2	0;12;24;36;48	0;15;27;35;40	10	$2,4 \cdot 10^{-3}$
3	0;5;10;15;20	0;8;15;20;23	23	$3,0 \cdot 10^{-3}$
4	0;8;16;24;32	0;13;23;30;35	20	$2,8 \cdot 10^{-3}$
5	0;13;26;39;52	0;18;33;43;50	50	$1,8 \cdot 10^{-3}$
6	0;7;14;21;28	0;11;20;27;33	35	$3,4 \cdot 10^{-3}$
7	0;17;34;51;68	0;12;20;37;32	45	$2,8 \cdot 10^{-3}$
8	0;11;22;33;44	0;20;35;45;50	28	$2,4 \cdot 10^{-3}$
9	0;9;18;27;36	0;13;20;25;28	22	$4,5 \cdot 10^{-3}$
10	0;15;30;45;60	0;9;17;23;26	45	$3,6 \cdot 10^{-3}$
11	0;12;24;36;48	0;12;20;37;32	15	$1,4 \cdot 10^{-3}$
12	0;5;10;15;20	0;20;35;45;50	20	$2,8 \cdot 10^{-3}$
13	0;8;16;24;32	0;13;20;25;28	33	$3,5 \cdot 10^{-3}$
14	0;10;20;30;40	0;11;20;27;33	40	$2,8 \cdot 10^{-3}$
15	0;12;24;36;48	0;12;20;37;32	23	$1,3 \cdot 10^{-3}$
16	0;5;10;15;20	0;20;35;45;50	36	$4,4 \cdot 10^{-3}$

17	0;11;22;33;44	0;15;27;35;40	25	$2,2 \cdot 10^{-3}$
18	0;9;18;27;36	0;8;15;20;23	22	$2,4 \cdot 10^{-3}$
19	0;15;30;45;60	0;13;23;30;35	27	$3,5 \cdot 10^{-3}$
20	0;11;22;33;44	0;8;15;20;23	35	$3,1 \cdot 10^{-3}$
21	0;9;18;27;36	0;13;23;30;35	33	$1,4 \cdot 10^{-3}$
22	0;15;30;45;60	0;18;33;43;50	40	$2,8 \cdot 10^{-3}$
23	0;10;20;30;40	0;13;23;30;35	23	$1,3 \cdot 10^{-3}$
24	0;12;24;36;48	0;8;15;20;23	22	$2,8 \cdot 10^{-3}$
25	0;5;10;15;20	0;13;23;30;35	35	$3,4 \cdot 10^{-3}$
26	0;15;30;45;60	0;15;27;35;40	45	$2,8 \cdot 10^{-3}$
27	0;12;24;36;48	0;8;15;20;23	28	$2,4 \cdot 10^{-3}$
28	0;5;10;15;20	0;13;23;30;35	45	$3,5 \cdot 10^{-3}$
29	0;8;16;24;32	0;18;33;43;50	15	$4,5 \cdot 10^{-3}$
30	0;10;20;30;40	0;15;27;35;40	20	$3,6 \cdot 10^{-3}$

5-зертханалық жұмыс. Циклонның жұмыстық сипаттамасын анықтау

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда ауадан шаң бөлшектерін ұстап қалатын циклонның жұмыстық сипаттамаларын анықтау.

Мұнда газдың көлемдік шығыны $0,07 \text{ м}^3/\text{с}$, циклонның кіру құбыршасының диаметрі 35 мм, циклонның цилиндрлік бөлігінің ішкі диаметрі 170 мм, циклондағы қысымдар айырымы $645 \text{ м}^2/\text{с}^2$, циклонға кірер жердегі қатты материалдардың бастапқы шығыны $0,0023 \text{ кг/с}$, аулап алынған қатты материалдардың массасы 200 гр, дозатордың жұмыс істеуі 2 мин.

Тәжірибелік мәндерді өңдеу. Кіру құбыршасындағы газ жылдамдығы

$$w_{\text{кр}} = \frac{V}{f_{\text{кр}}} = \frac{V}{D_{\text{кр}}^2 \cdot \frac{\pi}{4}} = \frac{0,07}{0,035^2 \cdot 0,785} = 72,79 \text{ м/с}.$$

Тазалаудың жоғары дәрежесін қамтамасыз ететін циклондағы газ ағынының шартты жылдамдығы

$$w_{\text{ц}} = \frac{V}{0,785 \cdot D_{\text{ц}}^2} = \frac{0,07}{0,785 \cdot 0,17^2} = 3,08 \text{ м/с}.$$

Циклон корпусының цилиндрлік бөлігінің көлденең қимасына байланысты алынған гидравликалық кедергі коэффициенті

$$\xi' = \frac{\Delta P_{\text{ц}} \cdot 2}{\rho \cdot w_{\text{ц}}^2} = \frac{645 \cdot 2}{1,29 \cdot 3,08^2} = 105,03.$$

Циклонның жалпы гидравликалық кедергі коэффициенті

$$\xi = \frac{\Delta P_{\text{ц}} \cdot 2}{\rho \cdot w_{\text{кр}}^2} = \frac{645 \cdot 2}{1,29 \cdot 72,79^2} = 0,188.$$

Қатынастар $\Delta p_{\text{ц}}/\rho$

$$\frac{\Delta P_{\text{ц}}}{\rho} = \frac{645}{1,29} = 500 \text{ м}^2/\text{с}^2.$$

Аулап алынған қатты материалдардың шығыны, (кг/с)

$$G_{\text{ay}} = \frac{m}{\tau} = \frac{0,2}{120} = 0,0016 \text{ кг/с}.$$

Циклон арқылы өткен газ ағынының тазалық дәрежесі

$$\eta = \frac{G_{\text{ay}}}{G_{\text{б}}} \cdot 100 = \frac{0,0016}{0,0023} \cdot 100 = 72,46 \%.$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Барлық нұсқалар үшін	$V, \text{ м}^3/\text{с}$	$\Delta P_{\text{ц}}, \text{ м}^2/\text{с}^2$
	0,07	500
	0,075	625
	0,08	750

Нұсқ. №	$D_{\text{кр}},$ мм	$D_{\text{ц}},$ мм	$m,$ гр	$\tau,$ мин	Нұсқ.№	$D_{\text{кр}},$ мм	$D_{\text{ц}},$ мм	$m,$ гр	$\tau,$ мин
1	30	150	300	4	16	30	156	250	7
2	40	160	250	5	17	37	183	270	4

1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
3	37	140	200	4	18	45	150	300	3
4	25	175	320	6	19	40	160	400	2
5	33	180	350	5	20	36	183	350	4
6	15	120	230	4	21	37	170	230	5
7	28	156	340	5	22	25	168	340	4
8	34	183	410	7	23	28	174	410	5
9	30	165	390	4	24	30	165	390	8
10	28	150	270	3	25	28	150	300	5
11	37	183	300	2	26	33	180	320	4
12	45	170	400	5	27	15	120	350	6
13	36	190	450	8	28	28	190	450	5
14	28	168	320	5	29	34	140	200	4
15	25	174	350	4	30	25	175	320	5

6-зертханалық жұмыс. Жылуалмастырғыштағы жылу тасымалдануын зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда «құбыр-құбырда» жылуалмастырғышының жылуалмасу бетін анықтау.

Тәжірибеде шығыны 7 т/сағ ыстық су 20 °С-ден 55 °С-ге дейін қыздырылады, ал суық су 85 °С температурадан 60 °С-ге дейін суынады (2.9-сурет). Мұнда жылуалмастырғыштардың қарама-қарсы қозғалысын қарастырамыз.

Тәжірибелік мәндердің нәтижесін 2.7-кестеге енгіземіз.

2.7-кесте

Өлшенетін шамалар

Жылу тасымалдағыштардың температурасы, °С			
Ыстық судың кіруі, С°	Ыстық судың шығуы, С°	Суық судың кіруі, С°	Суық судың шығуы, С°
85	60	20	55

Тәжірибелік мәндерді өңдеу. Анықталатын шамалар: Q – жылу ағыны, k – жылуөту коэффициенті, F – жылуөту бетінің ауданы, Δt – температуралық тегеурін.

Ыстық су құбыр аралық кеңістікке түседі, ал суық су ішкі құбырмен ағады.

Температуралардың орташа айырымы

$$\Delta t_m = t_{1н} - t_{2к} = 85 - 55 = 30 \text{ }^{\circ}\text{C};$$

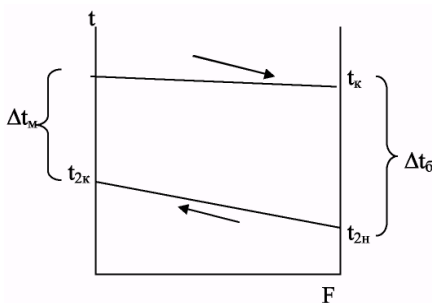
$$\Delta t_6 = t_{1к} - t_{2н} = 60 - 20 = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

$$\Delta t_6 / \Delta t_m = 40 / 30 = 1,3 < 2 \text{ болғандықтан, аламыз}$$

$$\Delta t_{op} = (\Delta t_6 + \Delta t_m) / 2 = (40 + 30) / 2 = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Суытылатын судың орташа температурасы:

$$t_{1op} = (t_{1н} + t_{1к}) / 2 = (85 + 60) / 2 = 72,5 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$



2.9-сурет. Жылу тасымалдағыштардың ағу сұлбасы

Ысытылатын судың орташа температурасы:

$$t_{2op} = t_{1op} - \Delta t_{op} = 72,5 - 35 = 37,5 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Аппараттың жылулық кернеуі:

$$Q = 1,05 G_2 c_2 (t_{2н} - t_{2к}),$$

мұндағы $c_2 = 4,18 \text{ кДж/кг} \cdot \text{K}$ – $37,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$ температурадағы судың жылу сыйымдылығы; G_2 – ысытылатын судың массалық шығыны; $1,05$ – қоршаған ортаға жоғалатын жылууды ескеретін

коэффициент.

$$G_2 = 7000/3600 = 1,94 \text{ кг/с},$$

$$Q = 1,05 \cdot 1,94 \cdot 4,18 (55 - 20) = 298,7 \text{ кВт}.$$

Суытылатын судың шығыны:

$$G_1 = Q/c_1(t_{1н} - t_{1к}),$$

мұндағы $c_1 = 4,19 \text{ кДж/кг} \cdot \text{К}$ – $72,5 \text{ }^\circ\text{C}$ температурадағы судың жылу сыйымдылығы;

$$G_1 = 298,7 / 4,19(85-60) = 2,85 \text{ кг/с}.$$

Қабырғаның жылу кедергісі

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{0,004}{17,5} = 2,28 \cdot 10^{-4}$$

мұндағы $\delta = 0,004 \text{ м}$ – қабырға қалыңдығы; $\lambda_{ст} = 17,5 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$ – тот баспайтын болаттың жылу өткізгіштігі.

Жылу өту коэффициенті

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}.$$

$$K = 1/(1/2132 + 2,28 \cdot 10^{-4} + 1/4352) = 1078,955 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

мұндағы $\alpha_1 = 4352 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ – суытылатын судан қабырғаға жылу беру коэффициенті; $\alpha_2 = 2132 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ – қабырғадан ысытылатын суға жылу беру коэффициенті (осы жағдайдағы).

Жылу алмасу беті

$$F = Q/(K \Delta t_{op}) = 298,7 \cdot 10^3 / (1078,955 \cdot 35,0) = 7,91 \text{ м}^2.$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	Су шығыны, т/сағ	Ыстық судың кіру темпе- ратурасы, С°	Ыстық судың шығу темпе- ратурасы С°	Суық судың кіру темпе- ратурасы, С°	Суық судың шығу темпе- ратурасы, С°
1	6	100	50	15	70
2	4	98	54	20	60
3	9	95	51	18	69
4	12	90	48	22	55
5	10	88	56	16	50
6	14	94	52	23	67
7	7	105	55	15	75
8	6	85	54	17	33
9	8	98	62	22	50
10	11	95	70	18	59
11	8	90	48	22	45
12	5	108	46	19	40
13	12	105	50	15	65
14	15	100	51	23	50
15	14	98	60	20	64
16	8	95	41	20	60
17	11	90	58	22	55
18	10	93	56	17	55
19	7	105	65	15	75
20	6	107	50	18	74
21	5	99	64	20	60
22	9	95	51	18	72
23	10	96	58	20	55
24	11	80	56	16	60
25	7	105	55	15	75
26	4	112	57	18	67
27	4	90	54	20	60
28	9	91	61	21	62
29	16	93	48	22	55
30	12	95	66	26	56

7-зертханалық жұмыс. Мерзімдік вакуум-буландыру аппаратын есептеу

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда электр тогымен қыздырылатын мерзімдік бір корпусты буландыру қондырғысын есептеу.

Бабо ережесін пайдалана отырып, ерітінді үстіндегі абсолюттік қысым $p_1=0,36$ кгс/см² кезіндегі 25 % хлорлы кальций сулы ерітіндісінің $\Delta t_{\text{депр}}$ температуралық депрессиясын анықтау.

Нәтижелерді 2.8-кестеге енгізу керек.

2.8-кесте

Қондырғы жұмысының көрсеткіштері

Буландырылатын ерітінді, CaCl ₂				Абсолюттік қысым
Бастапқы ерітінді мөлшері, кг	Буландырылған ерітінді мөлшері, кг	Бастапқы ерітінді концентрациясы X _б , масс %	Соңғы ерітінді концентрациясы X _с , масс %	
0,5	0,16	12	37,5	0,36 кгс/см ²

Тәжірибелік мәндерді өңдеу.

Материалдық баланс құрады

$$G_6 = G_c + G_w,$$

мұндағы G_6 – бастапқы ерітінді мөлшері, кг; G_c – буландырылған ерітінді мөлшері, кг; G_w – буландырылған судың мөлшері, кг.

Осы теңдеуден W шамасы анықталады, ол тәжірибеде алынған конденсат мөлшерімен салыстырылады

$$G_w = G_6 - G_c = 0,5 - 0,16 = 0,34 \text{ кг.}$$

Буландырылған судың соңғы концентрациясы X_{ce} мына қатынастан табылады

$$X_{ce} = G_6 X_6 / G_c = \frac{0,5 \cdot 12}{0,16} = 38 \text{ масс \%},$$

мұндағы X_6 және X_c – сәйкес түрдегі буландырылған ерітіндінің

бастапқы және соңғы концентрациялары, масс %.

$X_{сc}$ мәні тәжірибелік шама X_c -мен салыстырылады.

Одан кейінгі есептеулерде мерзімдік буландыру үдерісі үшін буландырылатын ерітіндінің орташа концентрациялары пайдаланылады:

$$X_{op} = \frac{X_6 + X_c}{2} = \frac{12 + 38}{2} = 25.$$

Ерітіндінің қайнау температурасы (t_{ep}) буландыру үдерісінде маңызды параметр болып табылады. Ол ерітілген қатты заттар мен еріткіштің химиялық табиғаты мен мөлшеріне және ерітінді үстіндегі қысымға байланысты болады:

$$t_{ep} = t + \Delta t_{депр} + \Delta t_{ГСТ} + \Delta t_{ГДР},$$

мұндағы t – екіншілік будың температурасы.

Гидростатикалық ($\Delta t_{ГСТ}$) және гидравликалық ($\Delta t_{ГДР}$) депрессиялардың мәндері аз ғана болғандықтан, оларды ескермесе де болады.

Кез келген қысымдағы $\Delta t_{депр}$ шамасын И.А. Тищенко теңдеуін қолдана отырып шығаруға болады. Бірақ, егер $\Delta t_{депр}$ -дің тәжірибелік мәндері болмаса, онда $\Delta t_{депр}$ мөлшері жеткілікті түрде Бабо ережесінен есептеп табылады. Бабо ережесіне сәйкес, берілген концентрациядағы сұйытылған ерітінділер үстіндегі бу қысымының салыстырмалы өзгерісі тұрақты шама, ол ерітіндінің қайнау температурасына тәуелді болмайды.

$$\left(\frac{p_1}{p_B} \right) = K = const,$$

мұндағы p_B – сол температурадағы таза еріткіштің қаныққан буының қысымы; p_1 – ерітінді буының қысымы.

Температуралық депрессия мәнін $\Delta t_{депр} = t_p - t_B$ – бірдей қысымдағы ерітіндінің қайнау температурасы (t_p) мен таза еріткіштің қайнау температурасы (t_B) арасындағы айырымды Бабо ережесінен табамыз.

25 % хлорлы кальцийдің сулы ерітіндісі атмосфералық қысымда (1,033 кгс/см²) және 107,5 °С температурада қайнайды (Қосымша, 9-кесте). Осы температурадағы қаныққан су буының қысымы $p_B = 1,345$ кгс/см² (Қосымша, 10-кесте).

Бабо ережесіне сай, ерітінді буы қысымының сол температурадағы таза еріткіштің қаныққан буының қысымына қатынасы болады

$$\left(\frac{p_1}{p_B} \right)_{107,5} = \frac{1,033}{1,345} = 0,77 \cdot$$

және осы қатынас ерітіндінің барлық қайнау температураларының мәнінде тұрақты болып қалады.

Ерітіндінің қажетті температурасы үшін $p_1=0,36$ кгс/см² қысымда:

$$\left(\frac{p_1}{p_B} \right)_t = \frac{0,36}{p_B} = 0,77 \cdot$$

Осыдан $p_B = 0,36/0,77 = 0,467$ кгс/см² = 343 мм сын. бағ., оған сәйкес судың қайнау температурасы 79,2 °С (Қосымша, 11-кесте). Осындай қайнау температурасын 25 % хлорлы кальций ерітіндісі алады.

Ерітінді үстіндегі қысым $0,36$ кгс/см² = 264,6 мм сын. бағ. (Қосымша, 11-кесте) кезіндегі судың қайнау температурасы 72,9 °С.

Ерітіндінің температуралық депрессиясы

$$\Delta t_{\text{депр}} = t_{\text{ер}} - t_{\text{в}} = 79,2 - 72,9 = 6,3^\circ \text{C} = 6,3 \text{ K}.$$

Табылған $\Delta t_{\text{депр}}$ мәні тәжірибелік $\Delta t_{\text{депр}}$ мәнімен салыстырылып қорытынды жасалады (Қосымша, 1-сурет).

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	Сулы ерітінділер	Абсолюттік қысым, кгс/см ²	Нұсқ. №	Сулы ерітінділер	Абсолюттік қысым, кгс/см ²
1	NaOH	0,9	16	MgCl ₂	0,85
2	KOH	1,1	17	CaCl ₂	0,78
3	MgCl ₂	0,7	18	NH ₄ Cl	0,45
4	CaCl ₂	0,4	19	NaOH	0,72
5	NH ₄ Cl	0,3	20	KOH	0,2
6	KCl	0,5	21	MgCl ₂	0,4
7	NaNO ₃	0,6	22	CaCl ₂	0,26
8	NH ₄ NO ₃	0,7	23	NH ₄ Cl	0,38

9	K_2CO_3	0,4	24	KCl	0,42
10	KNO_3	0,3	25	$NaNO_3$	0,15
11	KOH	0,1	26	NH_4NO_3	0,32
12	$MgCl_2$	0,8	27	K_2CO_3	0,651
13	$CaCl_2$	0,2	28	KNO_3	0,28
14	NH_4Cl	1,2	29	KCl	0,26
15	KCl	0,8	30	$NaNO_3$	0,62

3. МАССААЛМАСУ ҮДЕРІСТЕРІ

3.1. Массаалмасу үдерістерінің жіктелуі мен теориясы

Массаалмасу үдерістері деп бір фазадан екінші фазаға өтетін бөлшектердің (массаның) өту жылдамдығымен анықталатын технологиялық үдерістерді айтады, ал осы үдерістерді өткізуге керекті қондырғылар массаалмасу қондырғылары деп аталады.

Массаалмасу қондырғыларында әртүрлі үдерістер өтуі мүмкін. Ондай үдерістерге абсорбция, ректификация, экстракция, кристалдандыру, адсорбция, кептіру, ионалмасу, мембраналық айыру, т.б. үдерістер жатады.

Абсорбция – газдар мен булардың оларға өзара сәйкес келетін сұйық сорғыштарға (абсорбенттерге) сіңіріліп бөліну үдерісі. Кері үдеріс, яғни бір немесе бірнеше заттардың сұйық фазадан газды немесе булы фазаға өтуі десорбция деп аталады.

Ректификация – сұйық қоспалардың құрамындағы компоненттерінің әртүрлі температурада ұшқыштығына негізделген, сұйық қоспа мен оның буының қарама-қарсы әрекеттесуінің нәтижесінде, сұйық қоспаның құрамындағы компоненттердің бір-бірінен толық ажыратылу үдерісі. Толық емес жартылай ажыратылуды жай айдау немесе дистилдеу үдерісі деп атайды.

Экстракция – бір сұйықта ерітілген бір немесе бірнеше заттарды басқа сұйықпен (экстрагентпен) тандап бөліп алу үдерісі. Мұндағы бірінші сұйық пен екінші сұйық өзара араласпайды немесе өте аз мөлшерде араласады. Бұл үдерісте зат, бір сұйық фазадан екінші сұйық фазаға өтеді. Бұл үдерістің бір түрі, қатты зат қоспаларынан керекті компонентті экстрагентпен бөліп алу. Оны шаймалау немесе қатты зат пен сұйық арасындағы экстракция деп атайды.

Адсорбция – адсорбенттердің (кеуекті қатты заттардың) газдар, булар немесе сұйық қоспалар құрамындағы кейбір заттарды тандап сіңіріп алу үдерісі. Бұл үдерісте зат, газды немесе сұйық фазадан қатты фазаға өтеді.

Кептіру – қатты ылғалды заттардан оларды қыздыру жолымен ылғалды буландырып бөліп алу үдерісі. Мұндағы зат

(масса) қатты фазадан газды немесе булы фазаға өтеді.

Кристалдану – ерітіндіден оның құрамындағы кейбір затты немесе заттарды қатты фазаға айналдырып тұндыру әдісімен бөліп алу үдерісі.

Ионалмасу – кейбір қатты заттардың иондарын ерітінді құрамындағы заттардың иондарымен алмастырып, қажетті затты бөліп алу үдерісі.

Мембраналық ажырату – мембраналардың (жұқа қабыршықтардың) өздерінен кейбір зат бөлшектерін өткізіп, кейбір заттарды өткізбеу қасиетіне негізделген ажырату үдерісі.

Жоғарыда айтылған үдерістердің барлығына ортақ нәрсе, заттардың бір фазадан екінші фазаға өтуі – массаөту үдерісі. Бұл үдерістердегі заттардың бір фазадан екінші фазаға өтуі заттардың конвективтік тасымалдануына және диффузияға байланысты болады. Сондықтан жоғарыдағы үдерістерді массаалмасу немесе диффузиялық үдерістер деп атайды. Массаалмасу үдерісі массаөту арқылы болады. Массаөту деп фазалар арасындағы тепе-теңдікке жетуге ұмтылудағы заттардың бір фазадан екінші фазаға өтуі үдерісін айтады. Массаөтудің жеке жағдайдағы түрін, яғни фаза ядросынан фазалық бөліну бетіне дейінгі немесе фазалық бөліну бетінен фаза ядросына дейінгі массаөтуді – массаберу деп атайды.

Массаөту үдерісінде қамтылатын негізгі сұрақтар ретінде үдерістің өту бағыты, тепе-теңдік концентрацияларын анықтауға мүмкіндік беретін фазалық тепе-теңдік заңдары, массаалмасу үдерістерінің қозғаушы күштері және жылдамдық коэффициенттері қарастырылады.

Массаөтудің негізгі теңдеуі. Массаалмасудың негізгі теориясы бойынша, үдеріс жылдамдығы қозғаушы күш пен кедергі коэффициентінің қатынасына тура пропорционал, яғни

$$dM / (dF \cdot d\tau) = \Delta / R, \quad (3.1)$$

мұндағы dM – бір фазадан екінші фазаға өткен зат мөлшері; dF – фазалық жанасудың қарапайым беті; $d\tau$ – уақыт аралығы; Δ – үдерістің қозғаушы күші ($\Delta\bar{X}$ немесе $\Delta\bar{Y}$); R – кедергі коэффициенті.

Егер R орнына кері шаманы, яғни K – үдерістің

жылдамдық коэффициентін (массаөту коэффициенті) алсақ және теңдеуді бір фазадан екінші фазаға өткен зат мөлшеріне салыстыра жазсақ, аламыз

$$dM = K \cdot \Delta \cdot dF \cdot d\tau. \quad (3.2)$$

(3.1) және (3.2) теңдеулерді массаөтудің негізгі теңдеулері деп атайды.

Нақты жағдайда массаалмасу үдерістерінде қолданылатын қондырғыларда, фазалар арасында таралған заттардың концентрациясы ешуақытта тепе-теңдікке жетпейді. Әрқашанда нақты жұмыстық концентрациялар тепе-теңдік күйдегі концентрациялардан өзгеше болады. Осы концентрациялар арасындағы айырмашылықты сипаттайтын шаманы, яғни концентрациялардың тепе-теңдік күйден қаншалықты ауытқу дәрежесін көрсететін шаманы массаалмасу үдерістерінің қозғаушы күші деп атайды.

Фазалар арасындағы тепе-теңдік негізіне фазалар ережесі алынған. Ол жүйеге сырттан әсер ететін мәндердің қаншасын еркін өзгертуге болатындығын көрсетеді

$$C = K - \Phi + 2, \quad (3.3)$$

мұндағы C – еркіндік дәрежесінің саны, яғни жүйені өзгертпей мәндерін еркін өзгертуге болатын тәуелсіз параметрлердің сан мөлшері; K – жүйедегі компоненттер саны; Φ – фазалар саны.

Тепе-теңдік жағдайында фазалар арасындағы таралған заттың концентрациясы әрқашан өзара тепе-теңдікте болады. Оның мағынасы бір фазадан екінші фазаға қанша бөлшек өтсе, екінші фазадан бірінші фазаға соншама бөлшек өтеді, яғни фазалар арасында динамикалық тепе-теңдік болады. Ол $m=y^*/x$ – таралу коэффициентімен көрсетіледі.

Массаалмасу үдерістерінің материалдық балансы. Фазалар арасында таралатын заттың жұмыстық концентрациясы, тепе-теңдік концентрациясына тең емес және ол нақты қондырғыларда ешқашан тепе-теңдік күйге жетпейді. Фазалар арасындағы таралған заттың концентрацияларының өзара байланыстылығы $y = f(x)$ функциясы арқылы көрсетіледі. Алынған сызықты жұмыстық сызық деп атайды. Жұмыстық

сызық – жұмыстық концентрацияның графикте кескінделуі. Оны массаалмасу үдерістерінің материалдық балансынан шығарып алады.

Материалдық балансты аппараттың қандай да бір қимасынан алына салынған концентрация бойынша жазып, оны у-ке байланысты шешеміз.

$$y = \frac{L}{G} x + \frac{G_B y_B - L_C x_C}{G}, \quad (3.4)$$

мұндағы G_B , G – газды фазаның колоннаның бастапқы және кез-келген қимасынан таңдап алынған шығыны; L – сұйық фазаның колоннаның соңғы және кез-келген қимасынан таңдап алынған шығыны; y – газ фазасында таралатын заттың концентрациясы; x – сұйық фазада таралатын заттың концентрациясы.

(3.4) теңдеу жұмыстық сызықтың теңдеуі деп аталады. Ол қондырғының кез-келген нүктесіндегі фазалар арасында таралған компоненттің концентрацияларының өзара байланысын көрсетеді.

Массаалмасу үдерістерінде көбінесе фазалар қатынастары қондырғының биіктігі бойынша өзгермейді. Мысалы ректификацияда $L=\text{const}$, $G=\text{const}$ алуға болады. Яғни $L_0=L$, $G_0=G$, осыдан (5) теңдеу бойынша жазылады:

$$y = \frac{L}{G} x + y_B - \frac{L x_C}{G}, \quad (3.5)$$

немесе

$$y = Ax + B. \quad (3.6)$$

(3.5) және (3.6) теңдеулер – массаалмасудың күнделікті есептеулерінде қолданылатын жұмыстық сызық теңдеулері.

Заттардың фазааралық таралу теориясы. Массаның фазалар шекарасына және фазалар шекарасының екі бетіндегі массаберу үдерістерін қамтитын шекарадан молекулярлық және турбуленттік диффузия арқылы тасымалдану механизмінің күрделілігіне байланысты бірнеше теориялық модельдер ұсынылған. Бұл модельдер масса тасымалдау механизмін

қарапайымдалған түрлерін сипаттайды. Ең қарапайым және кең таралған түрлері: 1) қабықшалы модель; 2) бет жаңарту моделі; 3) шекаралық диффузиялық қабат моделі.

Бұл модельдер негізіне мынадай шарттар қабылданған:

1. Фазадан фазаға тасымалдауға жалпы кедергі екі фазаның кедергілері мен фазалар арасындағы бет кедергісі қосындысынан тұрады. Бірақ фазалар арасындағы бет кедергісін нөлге тең деуге болады. Сонда, жалпы кедергіні екі фазаның кедергілер қосындысы деп қарастыруға болады.

2. Фазалар бет аралығында тепе-теңдікте болады, фазалар шекарасында тепе-теңдік фазалар ядросында орташа концентрация өзгеруіне қарағанда әлдеқайда тез орнығады.

Льюис пен Уитмен ұсынған қабықша моделі бойынша әр фазада тікелей шекараға қозғалмайтын немесе ламинарлы қозғалатын қабықшалар жалғасып орналасады. Қабықшаларда тасымалдау тек молекулярлық диффузиямен өтеді. Массаберуге барлық кедергі қабықшаларда жиналады.

Егер тасымалдау ядродан фазалар бет арасына қарай жүрсе, онда уақыт бірлігінде бет бірлігі арқылы өткен заттың мөлшері q ядроғағы мен фазалар шекарасындағы концентрациялар айырмасына пропорционал:

$$q = \frac{D}{\delta_{\text{эф}}} (c_0 - c_{\text{III}}), \quad (3.7)$$

мұндағы c_0 , c_{III} – ядроғағы орташа концентрация және фазалар шекарасындағы концентрация; $\delta_{\text{эф}}$ – шекаралық қабықшаның “эффекті” қалыңдығы.

Фазалық жанасу бетінің жаңарту моделінде массаалмасу қалыптаспаған үдеріс ретінде қаралады. Бұл топтың алғашқы моделі – Хигбидің ену моделінде бір-бірін тез ауыстырып тұратын сұйық (газ немесе будын) элементтері аралық беттерінің жанасу кезінде массаберу жүреді.

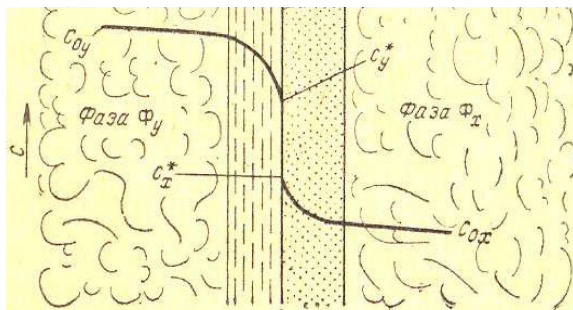
Элементтер ядродан шекараға турбуленттік серпілістермен тасымалданады. Массаберу фазалар шекаралық бетінің үнемі жаңаруымен өтеді. Бұл бетпен жанасу уақыты соншалықты қысқа, үдеріс қалыптасып үлгермейді, сондықтан тасымалдау

калыптаспаған молекулярлық диффузия нәтижесінде өтеді.

Қабылданған шарт бойынша, θ уақыт ішінде бет бірлігі арқылы өткен бір өлшемді ағындағы зат мөлшері q үшін барлық элементтердің жанасу уақыты θ бірдей деп анықтауға болады:

$$q = 2\sqrt{\frac{D}{\pi\theta}} (c_0 - c_{III}) \cdot \quad (3.8)$$

Шекарадағы шарттар диффузиялық шекаралық қабат моделінде дәлірек есептеледі. Бұл модель өзгермей бекітілген бет және сұйықтың турбулентті ағыны арқылы тасымалдауды өрнектейді. Бұл модельге сұйық немесе газды фазада концентрациялар таралу (3.1-сурет) сұлбасы сәйкес келеді.



3.1-сурет. Массаету үдерісінде фазаларда концентрациялар таралу сұлбасы

Фаза ағынының ядросында тұрақты зат концентрациясы турбулентті шекара қабатында баяу төмендей бастайды, мұнда алдымен зат көбінесе турбуленттік серпілістермен тасымалданады. Фазаның шекарасына жақындаған сайын және тұтқыр қабатшада серпілістер азаюымен концентрация төмендейді.

Бұл аймақта үйкеліс күш әсерінен қозғалыс ламинарлыққа жақындайды және молекулярлық диффузиямен тасымалданған зат үлесі жоғарылайды. Фазалар шекарасына тікелей жақындасатын жұқа диффузиялық қабатша ішінде молекулярлық тасымалдау бірыңғай болады.

Диффузиялық қабатша δ шамасы тұтқыр қабатша δ_0 шамасымен байланысты:

$$\delta = \left(\frac{D}{\nu} \right)^{1/m} \delta_0. \quad (3.9)$$

Бұл шаманы (1.14) өрнекке қойып, табамыз

$$q = \frac{D^{1/m}}{\nu^{1/m} \cdot \delta_0} (c_0 - c_{III}), \quad (3.10)$$

мұндағы ν – кинематикалық тұтқырлық; m – әдетте тәжірибе арқылы табылатын фазалар шекарасы маңайында турбуленттік алмасудың бәсеңдеу заңын көрсететін дәреже көрсеткіші.

Осы кезге дейін шекараға жақындаған сайын турбуленттік серпілістер бәсеңдеуінің нақты заңы табылмаған, сондықтан m шамасын теориялық анықтау мүмкін емес.

Таралатын компоненттерді бір фазадан екінші фазаға тасымалдауда екі жағдайды қарастырады: 1) бір сұйықтың (газдың) ағынынан екінші сұйықтың (газдың) ағынына немесе керсінше; 2) қатты заттан сұйық (газ) ағынына немесе кері бағытта, яғни кеуекті қатты фаза мен сұйық (газ) ағыны арасындағы массаалмасу.

Бір фазадан екінші фазаға тасымалданатын заттар бағынатын қарапайым заңдарға молекулалық диффузия, массаберу және масса тасымалдау заңдары жатады.

Молекулалық диффузия заңы (Фиктің бірінші заңы). Фиктің бірінші заңы: диффузия арқылы өткен зат мөлшері концентрация градиентіне, диффузиялық ағынның бағытына көлденең жатқан қима ауданға және уақытқа тура пропорционал.

$$dM = -D \frac{\partial c}{\partial x} dF d\tau, \quad (3.11)$$

мұндағы dM – диффузия арқылы таралатын зат мөлшері; $\partial c / \partial x$ – диффузия бағытындағы концентрациялық градиент; dF – диффузия өтетін қарапайым аудан; $d\tau$ – диффузияның

созылу ұзақтағы; D – диффузиялық коэффициент, $\text{м}^2/\text{с}$.

Теңдеудің оң жағындағы минус белгісі, молекулалық диффузия кезінде заттың таралу бағытындағы концентрацияның кемитіндігін көрсетеді.

(3.11) теңдеудегі диффузиялық коэффициент бір-бірінен 1 м қашықтықта, концентрациялар айырмасы 1-ге тең болып, 1 с ішінде, 1м^2 бет арқылы диффузиямен қанша зат өтетіндігін көрсетеді. D – тұрақты шама емес, оны анықтама кітаптарынан алады немесе есептеп шығарады. D коэффициенті негізінен жүйенің агрегаттық жағдайына байланысты болады. Газдарда сұйықтарға қарағанда 10^4 есе жоғары болады және температура жоғарылауымен өседі. Қысым өсуімен төмендейді.

Молекулалық диффузияның дифференциалдық теңдеуі (Фиктің екінші заңы). Молекулалық диффузияның дифференциалдық теңдеуі қозғалыссыз ортада немесе қозғалыстағы ламинарлық ағындағы массаалмасудың тұрақталмаған үдерісін сипаттайды

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (3.12)$$

Конвективтік диффузияның дифференциалдық теңдеуі.

Конвективтік диффузия кезінде таралатын зат концентрациясы фазаның қарапайым көлемінде тек молекулалық диффузия көмегімен ғана емес, сонымен қатар, бір концентрациялық аймақтан екіншісіне механикалық жолмен берілуі нәтижесінде өзгереді.

Бұл жағдайда таралатын зат концентрациясы координаталар x , y , z және τ функциясы ғана болып қоймай, сонымен қатар, элемент қозғалысының жылдамдығы w_x , w_y , w_z де функциясы болады.

Конвективтік диффузияның дифференциалдық теңдеуі массаалмасудың тұрақталған үдерісінде берілген компоненттің қозғалыстағы ортадағы концентрациясының таралуын көрсетеді:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} + \frac{\partial c}{\partial x} w_x + \frac{\partial c}{\partial y} w_y + \frac{\partial c}{\partial z} w_z = D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right). \quad (3.13)$$

Массаберу заңы. Массаберу (Щукарев) немесе конвективтік диффузияның негізгі заңы: фазалардың жанасу бетінен сіңіретін фазаға берілетін зат мөлшері, жанасу бетіндегі концентрациялар айырымына, сіңіретін фаза ядросы ағынындағы концентрациялар айырымына, фазалар беттерінің әрекеттесуіне және уақытқа тура пропорционал.

$$dM = \beta (C_{III} - C_f) dF d\tau, \quad (3.14)$$

мұндағы C_{III} – фазалардың шекаралық бетіндегі сіңіргіш фазаның концентрациясы; C_f – сіңіргіш фазаның ядросындағы концентрациясы; β – заттың бір мезгілде конвективтік және диффузиялық ағындармен тасымалдануын көрсететін массаберу коэффициенті, м/с.

В-ың физикалық мағынасы фазалардың жанасу бетінен фаза ядросына немесе керісінше бағытта, концентрациялардың айырмасы 1-ге тең болып, 1 м^3 фазалық әрекеттесу бетінен 1с ішінде берілетін зат мөлшері.

Егер үдеріс тұрақты болса

$$M = \beta (C_{III} - C_f) F. \quad (3.15)$$

β – фазалардың физикалық қасиеттеріне, гидродинамикалық шарттар мен массаалмасу аппараттарының өлшемдеріне, т.б. да мәндерге байланысты өзгереді. Осыған байланысты β -ны есептеу және тәжірибе жүзінде анықтау өте күрделі. Оны конвективтік диффузияның ұқсастықтар тендеуінен анықтайды.

Конвективтік диффузияның ұқсастықтар тендеуі. Екі фазаның шекарасында таралатын заттың сандық мәнін конвективтік диффузияның негізгі заңынан анықтауға болады. Бірақ онда молекулалық диффузия өтетіндігін де ескеру керек.

Массаберу коэффициентін анықтау үшін жоғарыдағы жағдайларды ескеретін ұқсастықтар критерийлерін қолданады.

Нуссельдің диффузиялық саны (критерийі):

$$Nu_D = \beta l / D, \quad (3.16)$$

мұндағы l – жалпы сызықтық өлшем (x, y немесе z).

Nu – саны шекаралық қабаттағы конвективтік және молекулалық диффузиялардың өзара қатынасын сипаттайды.

Фурьенің диффузиялық саны:

$$Fo_D = D\tau / l^2, \quad (3.17)$$

Фурье саны қалыптаспаған массаберу үдерісінің ұқсастығын сипаттайды.

Пекленің диффузиялық саны:

$$Pe_D = wl/D, \quad (3.18)$$

Pe_D – саны ағындағы конвективтік және молекулалық массаалмасулардың ұқсас нүктелеріндегі қатынастарын сипаттайды.

Прандтльдің диффузиялық саны:

$$Pr_D = \frac{Pe_D}{Re} = \frac{\nu}{D}, \quad (3.19)$$

Pr_D – саны сұйықтардың (газдардың) физикалық қасиеттерінің бір-біріне қатынастарының тұрақтысын сипаттайды.

Егер массаалмасу ерікті конвекция жағдайында өтсе, яғни әртүрлі концентрациядағы ерітінділердің әртүрлі тығыздықтарына байланысты болса, онда Re -ің орнына немесе оған қосымша Грасгоф саны қойылады.

$$Gr = gl^3 \beta_{OP} \Delta t / \nu^2, \quad (3.20)$$

мұндағы β_{KY} – көлемдік ұлғаю коэффициенті.

Осыдан жоғарыда келтірілген ұқсастық сандары конвективтік диффузияның ұқсас теңдеулерін алуға мүмкіндік береді.

$$f(Re, Gr, Nu_D, Pr_D, Fo_D) = 0. \quad (3.21)$$

Осы сандардың ішінен тек Nu_D толығымен біркелкілік жағдайынан тұрмайды, сондықтан да ол анықталынатын сан болады. Сонда (3.20) теңдеуді былай жазуға болады:

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D, Fo_D). \quad (3.22)$$

Массаалмасудың тұрақты үдерістерін қарастырғанда

$$Nu_D = f(Re, Gr, Pr_D). \quad (3.23)$$

Ағынның еріксіз қозғалысы кезінде

$$Nu_D = f(Re, Gr) \text{ немесе } Nu_D = A Re^n Pr_D^m. \quad (3.24)$$

Ерікті конвекция кезінде

$$Nu_D = f(Gr, Pr_D) \text{ немесе } Nu_D = A Gr^n Pr_D^m. \quad (3.25)$$

Ұқсастықтар теңдеулеріндегі коэффициенттерді тәжірибе жүзінде анықтайды. Яғни, осы табылған ұқсастық теңдеулерінен Nu_D -ні анықтап, сол бойынша массаберу коэффициентін табады.

$$\beta = Nu_D(D/l). \quad (3.26)$$

Массаалмасудың аддитивтік теңдеуі. Массаөту коэффициентін у концентрациясы үшін анықтау теңдеуі

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_y}\right) + \left(\frac{m}{\beta_x}\right)}. \quad (3.27)$$

Массаөту коэффициентін х концентрациясы үшін анықтаймыз:

$$K_x = \frac{1}{\left(\frac{1}{m\beta_y}\right) + \left(\frac{1}{\beta_x}\right)}. \quad (3.28)$$

Яғни, массаөту коэффициенті массаберу коэффициенттерінің мәндерімен және тепе-теңдік сызығының бұрыштық қисаюымен анықталады.

Қатты фазалары бар жүйелердегі массаөту. Қатты фазалары бар жүйелердегі массаалмасу өте күрделі. Өйткені,

фазалардың жанасу беттерінен сұйық ағынына (газ, буға) массаберу үдерісі жүруімен қатар, мұндағы қатты фазада да массатаралу өтеді.

Мұндай жүйедегі жалпы кинетикалық сипаттаманы беретін шама – массатаралу коэффициенті, массатаралу заңын жылуөту заңына ұқсас түрде былайша айтуға болады: қатты фазада массатаралу арқылы берілетін зат мөлшері концентрация градиентіне, зат ағынының бағытына перпендикуляр жатқан ауданға және уақытқа тура пропорционал, яғни

$$dM = -K \frac{\partial c}{\partial x} dF d\tau, \quad (3.29)$$

мұндағы K – массатаралу коэффициенті.

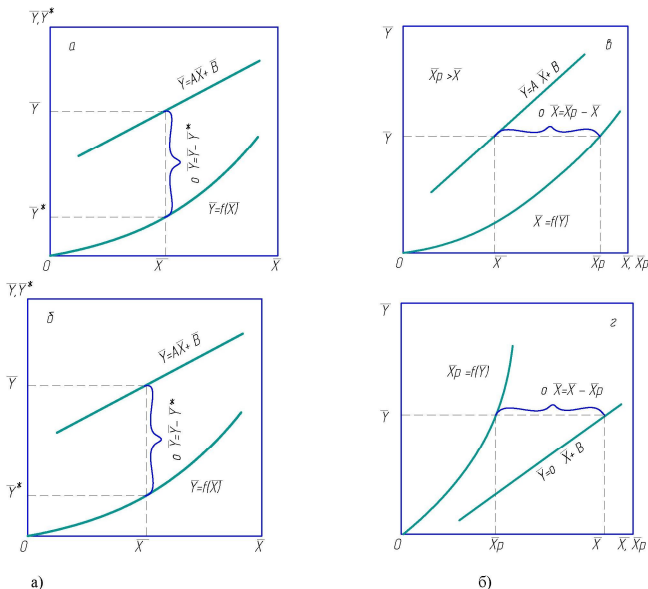
Қатты фазада массатаралуда қатты фаза ішіндегі заттың қозғалу үдерісі массатаралудың дифференциалдық теңдеуімен жазылады (молекулалық диффузияның дифференциалдық теңдеуіне ұқсас қорытылып шығарылады), яғни

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right), \quad (3.30)$$

Мұндағы K – тұрақты шама болып табылмайды. Ол өтетін үдерістердің (адсорбция, кептіру, т.б.) табиғатына, кеуекті қатты дененің құрылымына және тағы басқа факторларға байланысты өзереді.

Массаалмасу үдерістерінің қозғаушы күші. Массаалмасу үдерістеріндегі қозғаушы күш, яғни концентрациялар айырмасы Δc , оның тепе-теңдік жағдайдан қаншалықты алыс болуымен анықталады (3.2-сурет).

Яғни, ол жұмыстық және тепе-теңдік концентрациялардың немесе керісінше, тепе-теңдік пен жұмыстық концентрациялардың айырмасымен анықталады. Оны G фазасындағы таралатын заттың концентрациясы y , немесе оның L фазасындағы концентрациясы x арқылы көрсетуге болады.



3.2-сурет. Аппараттың бір бөлігі үшін массаалмасу үрдісінің қозғаушы күші
 а) газ фазасы бойынша; б) сұйық фазасы бойынша

Осыған сәйкес, массаалмасу теңдеуін былай жазуға болады

$$dM = K_y \Delta y dF, \quad (3.31)$$

немесе

$$dM = K_X \Delta x dF. \quad (3.32)$$

Суреттен көрініп тұрғандай, жұмыстық концентрациясының өзгеруімен қозғаушы күш те өзгереді, сондықтан массаалмасу үдерісін басынан аяғына дейін толық сипаттау үшін орташа қозғаушы күшті анықтау керек, яғни жоғарыдағы массаалмасу теңдеулерін орташа қозғаушы күш арқылы фазалар әрекеттесуінің барлық беттері үшін жаза аламыз

$$M = K_y \Delta y_{op} F, \quad (3.33)$$

немесе

$$M = K_x \Delta y_{op} F. \quad (3.34)$$

Мұнда Δy_{op} мен Δx_{op} -ті табу үшін мына екі жағдайды ескеру керек:

1. Тепе-теңдіктегі концентрациялар арасындағы байланыс үдерісті жүргізу аралығында сызықтық емес, яғни бұл жағдайда тепе-теңдік концентрация жалпы функциялық тәуелділік $y^* = f(x)$ бойынша анықталады.

2. Тепе-теңдіктегі концентрациялар арасындағы байланыс сызықтық, яғни $y^* = mx$ (мұндағы m – тұрақты шама).

1) $y^* = f(x)$ жағдайы үшін, орташа қозғаушы күш.

$$\Delta y_{op} = \frac{y_B - y_C}{\int_{y_C}^{y_B} \frac{dy}{y - y^*}}, \quad (3.35)$$

және

$$\Delta x_{op} = \frac{x_C - x_B}{\int_{x_B}^{x_C} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (3.36)$$

(3.35) және (3.36) теңдеулердің бөлімдеріндегі интегралды – (ТБС) тасымалдаудың бірлік саны деп атайды

$$\int_{y_C}^{y_B} \frac{dy}{y - y^*} = m_y, \quad (3.37)$$

және

$$\int_{x_B}^{x_C} \frac{dx}{x^* - x} = m_x. \quad (3.38)$$

Мұндағы $dy; dx$ – қарапайым беттегі жұмыстың кон-

центрациясының өзгерісі; $y - y^*$, $x^* - x$ – қарапайым беттегі қозғаушы күш.

ТБС-ың физикалық мәні – үдерістің қозғаушы күшінің бірлік сандық мәніне келетін бір фазаның жұмыстық концентрациясының өзгерісін сипаттайды, басқаша айтқанда аппараттың массаалмасу үдерісіндегі мүмкіндігін көрсетеді.

(3.37) және (3.38) теңдеулерден көрініп тұрғандай, ТБС орташа қозғаушы күшке кері пропорционал, яғни орташа қозғаушы күш жоғарлаған сайын $m_{x,y}$ азаяды немесе керісінше.

ТБС массаалмасу аппараттының биіктігін анықтауда кеңінен пайдаланылады.

Жоғарыдағы теңдеулерден ТБС-ті табуға болады

$$m_y = \frac{y_B - y_C}{\Delta y_{op}}, \quad m_x = \frac{x_C - x_B}{\Delta x_{op}}.$$

ТБС-ты анықтасақ, орташа қозғаушы күшті анықтай аламыз. ТБС-ты аналитикалық, сандық интегралдау және графикалық интегралдау әдістерін қолданып анықтайды. Осы әдістердің ішіндегі ыңғайлысы графикалық интегралдау әдісі. Бұл әдіс бойынша y_B мен y_C мәндерінің аралығында жатқан,

y -ің кез-келген бірнеше мәндері бойынша $\frac{I}{y - y^*}$ мәндерін

анықтайды. Содан кейін $\frac{I}{y - y^*}$ және y арасындағы байланыстар

арқылы график сызады. График астындағы N аудан ТБС-қа тең болады. Мұнда осы сызылған графиктің масштабын ескеру керек, яғни

$$m_y = \int_{y_c}^{y_B} dy / (y - y^*) = N \cdot M_1 \cdot M_2,$$

мұндағы M_1 – абцисса масштабы; M_2 – ордината масштабы.

Дәл осындай жолмен $\frac{1}{x^* - x}$ және x арқылы m_x -ді есептейді.

2) $y^* = mx$, $y = mx$ кезіндегі, яғни жұмыстық және тепе-теңдік концентрациясының арасындағы байланыс сызықтық болған кездегі орташа қозғаушы күшті мына теңдіктен анықтауға болады:

$$\Delta y_{op} = \frac{(y_B - y_B^*) - (y_C - y_C^*)}{\ln \frac{y_B - y_B^*}{y_C - y_C^*}} = \frac{\Delta y_B - \Delta y_C}{2,3 \lg \frac{\Delta y_B}{\Delta y_C}}; \quad (3.39)$$

$$\Delta x_{op} = \frac{\Delta x_C - \Delta x_B}{2,3 \lg \frac{\Delta x_C}{\Delta x_B}}; \quad (3.40)$$

Массаалмасу аппараттарындағы фазалық әрекеттесу бетін геометриялық түрде анықтау қиын болса, массаөтудің жетілдірілген теңдеуін қолданады. Мұндағы негізгі техникалық сипаттама ретінде бірлік тасымалдау биіктігі (БТБ) және фазалық әрекеттесудің табақшалар санын алады.

Массаалмасу аппаратының жұмыстық биіктігін анықтау теңдеуі

$$H = \frac{G}{K_y \cdot f \cdot \sigma} \int_{y_C}^{y_B} \frac{dy}{y - y^*}, \quad (3.41)$$

мұндағы G – газ фазасының шығыны, моль/с; f – аппараттың кима ауданы, m^2 ; σ – аппараттың $1m^3$ көлемінде өтетін фазалық әрекеттесудің меншікті беті, m^2/m^3 .

Егер

$$h_y = \frac{G}{K_y \cdot f \cdot \sigma} \quad \text{және} \quad h_x = \frac{L}{K_x \cdot f \cdot \sigma} \quad (3.42)$$

деп қабылдасак, онда h_y пен h_x -ті аппараттың бірлік тасымалдау биіктігі (БТБ) деп атайды.

Сонда ТБС-ты ескере отырып массаөту теңдеуін былай жазамыз:

$$H = h_y m_y, \quad \text{және} \quad H = h_x m_x. \quad (3.43)$$

(3.41) және (3.43) теңдеулері массаөтудің жетілдірілген теңдеулері деп аталады.

БТБ массаөту коэффициентіне кері шама болып табылады, яғни аппараттағы массаөтудің қарқындылығы неғұрлым жоғары болса, соғұрлым БТБ аз болады. БТБ-ны аппараттың жұмыстық бөлігінің көлденең қимасы тұрақты кезде ғана пайдалануға болады. БТБ-ны негізінен тәжірибе жүзінде анықтайды.

Теориялық табақша деп әрекеттесуші ағындардың фазалық тепе-теңдікке жетіп тоқтайтын өзара бір реттік жанасуын айтады.

Осыдан аппараттың жұмыстық биіктігі мен $h_{таб}$ арасындағы байланыс бойынша болады.

$$H = N_D \cdot h_{таб}, \quad (3.44)$$

бұдан

$$N_D = \frac{N_T}{\eta}, \quad (3.45)$$

мұндағы N_D – нақты аппараттағы табақшалар саны; N_T – теориялық табақшалар саны; $h_{таб}$ – табақшалар арасындағы қашықтық; η – табақшалардың ПӘК.

Нақты аппараттардың физикалық әрекеттесу беттерінде тепе-теңдік орнамайтындықтан, әрқашан да $n_D > n_T$.

3.2. Абсорбция үдерісі

Абсорбция – абсорбент деп аталатын сұйық сіңіргіштердің газды немесе булы қоспалардан қандай да бір газды немесе буды өзіне сұрыптап сіңіру үдерісі. Абсорбция үдерісінің өту мүмкіншілігі газдардың сұйықтарда қаншалықты еритіндігіне байланысты. Абсорбция үдерісі кері жүре алатын үдеріс болып табылады, кері үдерісті десорбция деп атайды. Абсорбция

үдерісін газдардың сұйықтардағы ерітінділерін алу үшін ғана емес, сонымен қатар, газды немесе булы қоспаларды ажырату үшін қолданады. Абсорбция – физикалық абсорбция және химиялық абсорбция деп бөлінеді. Негізінен физикалық абсорбцияны қарастырамыз.

Абсорбция үдерісі техникада мұндай өңдеу қондырғыларында көмірсутек газдарын айыру үшін, тұз қышқылын алуда, газдарды тазалағанда, т.б. жерлерде қолданылады.

Сұйық-газ жүйелеріндегі тепе-теңдік. Газ-сұйық жүйелеріндегі тепе-теңдікті сипаттайтын негізгі заң – Генри заңы. Генри заңы былай айтылады: белгілі бір температурада ерітіндідегі еріген газдың мольдік үлесі, ерітінді үстіндегі осы газдың парциалдық қысымына тура пропорционал болады. Математикалық түрде жазылады

$$x^* = p / E \quad \text{немесе} \quad p^* = Ex, \quad (3.46)$$

мұндағы P_n – газдың ерітінді үстіндегі парциалдық қысымы, Па; x – ерітіндідегі газдың концентрациясы, молекулалық үлесі; E – Генри коэффициенті, Па; E – еріген заттың табиғаты мен температураға байланысты болады

$$\ln E = -q / (RT) + C, \quad (3.47)$$

мұндағы q – газдың еру жылуы, кДж/к моль; $R=8,314$ кДж/(кмоль·град) – универсалды газ тұрақтысы; T – еру температурасы, К; C – газ сұйық табиғаттарына тәуелді тұрақты шама.

Тепе-теңдікке сәйкес келетін парциалдық қысымды тепе-теңдік концентрациямен алмастырып жазсақ, Дальтон заңын алуға болады.

Дальтон заңы газ қоспасындағы компоненттің парциалдық қысымы (P_n), газ қоспасындағы осы компоненттің мольдік үлесінің (y) жалпы қысымға (P) көбейтіндісіне тең. Математикалық түрде

$$P_n = P \cdot y. \quad (3.48)$$

(3.48) теңдеуді (3.46) теңдеумен бірге қарастырып табамыз

$$y = P_n / P = \frac{E}{P} \cdot x, \quad \text{немесе} \quad y = mx, \quad (3.49)$$

мұндағы m – фазалық тепе-теңдік тұрақтысы.

$m = f(P, T, x)$ функциясы болады және негізінен тәжірибе жүзінде анықталады. (3.49) теңдеу газдық және сұйық фазаларда таралатын газдың тепе-теңдік концентрацияларының арасындағы байланысты өрнектейді. Абсорбция үдерісінде газ және сұйық фазалар ағындарының есептік сандық мәндері тұрақты болатындықтан, есептеулерде таралатын газдың концентрациясын салыстырмалы бірлікте алған қолайлы, яғни

$$Y = \frac{y}{1-y}; X = \frac{x}{1-x} \quad \text{немесе} \quad y = \frac{Y}{1+Y}; x = \frac{X}{1+X},$$

Үдеріс кезінде сұйық абсорбент буланып, оның буы газды фазаға қосылып оны қанықтырады. Ол Рауль заңына алып келеді, яғни газ қоспасындағы компоненттің парциалдық қысымы (P_n), осы компоненттің таза күйіндегі қысымы ($P^{аб}$) мен оның ерітіндідегі мольдік үлесінің $(1-x)$ көбейтіндісіне тең. Математикалық түрде

$$P_n = P^{аб}(1-x). \quad (3.50)$$

Дальтон заңына сәйкес, абсорбенттің газдық фазадағы парциалдық қысымы $P_n = P \cdot y$ болады. Сонда тепе-теңдік жағдайында жаза аламыз

$$P \cdot y = P_n (1-x), \quad (3.51)$$

немесе

$$y = P_n (1-x)/P. \quad (3.52)$$

Материалдық баланс. Абсорбцияның материалдық балансы былай жазылады:

$$G(y_B - y_C) = L(x_C - x_B).$$

Осыдан

$$L = \frac{G(y_B - y_C)}{(x_C - x_B)}, \quad \text{моль/сағ}, \quad (3.53)$$

мұндағы $L = C \cdot L_{\min}$; $C > 1$; $L_{\min} = \frac{G}{x_c^* - x_B}$; G – газды қоспаның

инертті бөлігінің ағыны, кмоль/сағ инертті газ; L – абсорбенттің ағыны, кмоль/сағ абсорбент.

Абсорберлерді есептеу. Аппаратты есептеу газ (бу) және сұйық жанасуы үшін ішкі жанасу құрылғысына сәйкес жүргізіледі.

Абсорберді есептеуде әдетте белгілі: газдың шығыны, оның бастапқы және соңғы концентрациялары, абсорбенттің бастапқы концентрациясы. Негізгі анықталатын шамалар: абсорбент шығыны, абсорбердің диаметрі мен биіктігі, оның гидравликалық кедергісі. Абсорбент шығыны L материалдық баланс теңдеуінен табылады. Абсорбенттің соңғы концентрациясын абсорбенттің оптималды (оңтайлы) меншікті шығынына қарай таңдайды.

Аппараттың диаметрін шығын теңдеуі негізінде анықтайды

$$Q = S \cdot w_0,$$

мұндағы Q – абсорбенттің көлемдік шығыны, $\text{м}^3/\text{с}$; S – аппараттың көлденең қимасы, м^2 ; w_0 – колоннадағы газдың келтірілген (немесе бекітілген) жылдамдығы, $\text{м}/\text{с}$.

Аппараттың көлденең қимасы үшін $S = \frac{\pi D^2}{4}$, осыдан

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w_0}}.$$

Аппарат биіктігін H жалпы массаалмасу теңдеуі бойынша есептейді. Мысалы, егер қозғаушы күш газ фазасының концентрациясымен өрнектелсе, онда

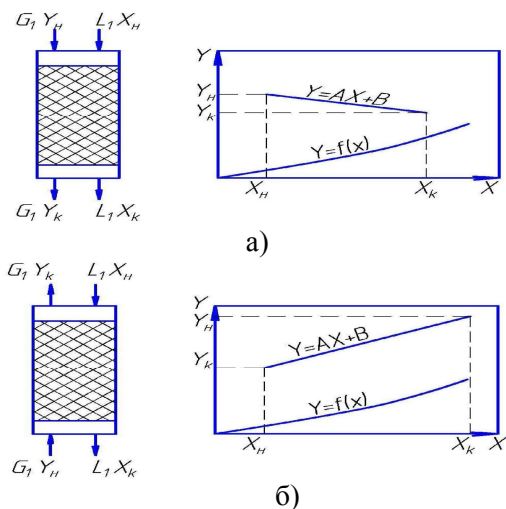
$$H = \frac{M}{K_y \cdot a \cdot S \cdot \Delta y_{op}}, \quad (3.54)$$

мұндағы M – сіңірілетін газ мөлшері, $\text{кг}/\text{кг}$; K_y – массаөту коэффициенті, $\text{Вт}/(\text{м}^2/\text{К})$; a – фазалардың меншікті жанасу беті, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Абсорбция үдерісінің негізгі жобалары. Абсорбциялық және ректификациялық аппараттар негізінен колонналық түрде

болады. Олар табақшалық және қондырмалық болып бөлінеді.

Абсорбция үдерісі мынадай жобалармен қолданылады (3.3-сурет):



3.3-сурет. Тура ағынды және қарама-қарсы ағынды абсорбция үрдісі

а) бір сатылы айналым, бұл жоба тура ағынды немесе қарама-қарсы ағынды болуы мүмкін. Мұндағы газ немесе сұйық фаза жүйеге қайта айналып келіп отырады; б) көп сатылы айналым, бұл жоба тура ағынды, қарама-қарсы ағынды болады және газ бен сұйық фазалар көп рет жүйеге айналып келеді.

Десорбция. Абсорбцияланған компоненттерді бөліп шығару және пайдаланған абсорбентті келесіде пайдалану үшін регенерациялау (қайта жаңарту) мақсатымен десорбция үдерісін жүргізеді. Бұл үдерісті әртүрлі тәсілдермен жүргізуге болады: 1) инертті газ немесе су буы ағынында айдау; 2) абсорбентті қыздыру жолымен; 3) абсорбент үстінде қысымды азайту жолымен.

3.3. Айдау үдерістері

Сұйық және бу фазалары жанасқанда фазалар арасында компоненттер қайта бөлінуімен жүретін ажырату айдау деп аталады.

Айдау арқылы ажырату бірдей температурада қоспа компоненттерінің әртүрлі ұшқыштығына негізделген, сондықтан айдау кезінде қоспаның барлық компоненттері олардың ұшқыштығына (фугитивтігіне) пропорционалды мөлшерде буға айналады.

Айдаудың негізінен екі түрі бар: жай айдау (дистилляция) және ректификация.

Сұйық пен бу жүйелеріндегі фазалық тепе-теңдік. Егер сұйық бинарлы қоспаны қандай да бір уақытқа, температура мен қысымды тұрақты қылып оқшауланған ортада қайнатса, ол жүйеде тепе-теңдік орнайды.

Идеалдық қоспалар Рауль заңына бағынады.

$$P_A^n = P_A \cdot x; \quad P_B^n = P_B(1-x),$$

мұндағы P_A^n, P_B^n – А мен В компоненттерінің парциалдық қысымы; $x, (1-x)$ – олардың сұйық қоспадағы мольдік үлестері; P_A, P_B – таза компоненттердің буларының қысымы.

Жүйедегі компоненттердің парциалдық қысымы Дальтон заңына бағынады.

$$P_A^n = Py, \quad P_B^n = P(1-y), \quad (3.55)$$

мұндағы P – жүйедегі жалпы қысым; $y, (1-y)$ – бу қоспасындағы А мен В-ның мольдік үлестері.

Тұрақталған тепе-теңдік үшін

$$P_A^n x = Py; \quad P_B^n (1-x) = P(1-y).$$

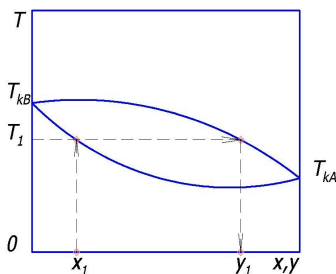
Осыдан

$$y = \frac{P_A^n}{P} x \quad \text{және} \quad 1-y = \frac{P_B^n}{P} (1-x). \quad (3.56)$$

Негізінен ректификация үдерісін изобаралық жағдайда

өткізеді, сондықтан идеалдық бинарлы қоспаны $P=\text{const}$ кезінде қарастырамыз. (3.2) теңдікті x -қа байланысты шешеміз, яғни

$$x = (P - P_B^n) / (P_A^n - P_B^n). \quad (3.57)$$



3.4 сурет. Тепе-теңдіктегі бу – сұйық жүйесіндегі температура мен фазалар құрамының байланысы

P_A^n мен P_B^n мәндерінің қайнау температуралары t_{KA} және t_{KB} кезінде белгілі болса, онда (3.57) теңдеуінен x – сандық мәнін, ал (3.56)-дан y – сандық мәнін табуға болады.

Осыдан температураны біле отырып және жоғарыда есептеліп алынған x пен y -тің сандық мәндері арқылы жүйедегі тепе-теңдікті сипаттайтын диаграмманы тұрғызамыз (3.4-сурет).

Осы диаграммадан x сұйық фазасының құрамына сәйкес, тепе-теңдігі бу y -тің құрамын және жүйедегі температураны табуға болады. Бұл $y^*=f(x)$ үшін мынадай тепе-теңдік теңдеуіне сәйкес келді.

Егер $\frac{P_A^n}{P_B^n} = \alpha$ деп алсақ, α – А компонентінің салыстырмалы ұшқыштығы деп аталады.

Онда

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}. \quad (3.58)$$

P_A^n және P_B^n мәндері t_{KA} мен t_{KB} аралығында тұрақты болмайды, сондықтан қарапайым есептеуде α -ның орташа сандық мәнін алады.

$$\alpha_{op} = \sqrt{\alpha_1 \alpha_2},$$

мұндағы α_1 мен α_2 температуралар t_{KA} мен t_{KB} кезіндегі

салыстырмалы ұшқыштықтар.

Көп компонентті жүйелер. Егер сұйық қоспа А,В,С,Д, т.б. компоненттерден тұрса, олардың сұйықтағы мольдік үлестері сәйкес түрде u_A, u_B, u_C, u_D , т.б. болады.

Рауль мен Дальтон заңдарына сүйене отырып былай жазамыз:

$$y_A = \frac{P_A^n}{P} x_A; \quad y_B = \frac{P_B^n}{P} x_B; \quad y_C = \frac{P_C^n}{P} x_C; \quad y_D = \frac{P_D^n}{P} x_D \dots \quad (3.59)$$

Сонда жүйедегі жалпы қысым мынаған тең:

$$P = P_A^n x_A + P_B^n x_B + P_C^n x_C + P_D^n x_D = \dots = \sum_{i=1}^{i=n} P_i^n x_i. \quad (3.60)$$

Осыдан тепе-теңдіктегі бу мен сұйықтың концентрациясын j компоненті үшін былай жазамыз:

$$y_j = P_j^n x_j / \sum_{i=1}^{i=n} P_i^n x_i,$$

компоненттердің салыстырмалы ұшқыштығын енгізе отырып

$$y_j = \alpha_j x_j / \sum_{i=1}^{i=n} \alpha_i x_i.$$

Нақты сұйықтардың қоспалары идеалдық сұйықтардың қоспаларынан компоненттердің араласу жылуына, араласқан кездегі көлемдерінің өзгерісіне, т.б. жағдайларға байланысты ерекшеленеді. Осыған байланысты, нақты бу мен сұйық арасындағы тепе-теңдікті былай жазуға болады:

$$y_j^* P v_j = \gamma_j x_j \alpha_j,$$

мұндағы v_j – бу фазасының идеалдық еместігін түзейтін коэффициент; ϕ_j – сұйық фазасының идеалдық еместігін түзейтін коэффициент.

Жай айдау. Жай айдау – сұйық қоспаны бір рет бөлшектеп булану және пайда болған буларды конденсациялау үдерісі. Жай айдауды тек компоненттер ұшқыштықтары тым алшақ

қоспаларды ажырату үшін пайдаланылады. Жай айдауды атмосфералық қысымда немесе вакуумда жүргізуге болады.

Жай айдауда қоспаның қалдық мөлшері W анықталады.

$$\ln \frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F} \frac{dx}{y^* - x}. \quad (3.61)$$

Мұндағы F – бастапқы қоспа мөлшері; W – кубтық қалдық мөлшері.

(3.61) теңдеудің оң жағындағы интегралды $1/y - x$ пен x байланысын құру арқылы графикалық түрде анықтайды.

Жай айдау үдерісінің бірнеше түрлері болады.

Фракциялық жай айдау. Айдауды айдайтын кубтың ішіндегі сұйықтың біртіндеп булануы арқылы жүргізеді. Пайда болған бу шығарылып, конденсацияланады.

Қоспа буланған сайын дистилляттағы төмен температурада қайнайтын (ұшқыш) компоненттің үлесі үздіксіз азаяды, айдау басында ең көп те, ал аяғында ең аз болады. Бұл оларды бөлек жинатқыштарға жіберумен, әртүрлі құрамды бірнеше дистиллят фракциясын алуға мүмкіндік береді. Қоспаны бірнеше фракцияға ажырататын бұл тәсіл фракциялық айдау деп аталады.

Дефлегмациямен жай айдау. Компоненттерді ажырату дәрежесін дефлегмацияны қолдану арқылы жоғарылатуға болады.

Кубтан шыққан булар толық емес, жартылай дефлегматорда конденсацияланады. (3.61) теңдеуін дефлегмациямен жай айдауға да қолдануға болады, айырмашылығы, барлық теңдеулерде сұйық құрамымен тепе-теңдіктегі бу құрамы u , дефлегматордан шығатын будың құрамы u' -қа ауыстырылуы керек.

Тасымалдағыш ағынында айдау. Ажыратылатын қоспаның қайнау температурасын бұл қоспаға қосымша компонент – тасымалдағыш енгізу арқылы төмендетуге болады, мысалы су буын немесе инертті газды.

Егер бастапқы қоспаның компоненттері суда ерімесе, онда қосымша компонент ретінде суды қолданады, оны кубқа өткір бу түрінде береді.

Су буымен айдаған кезде қоспаның қайнау температурасы

осы берілген қысымдағы судың қайнау температурасынан төмен болуы керек.

Кейде айдауда су буының орнына инертті газдарды, мысалы, азот, көміртегі диоксиді, т.б., пайдаланады. Инертті газ ағынында айдау су буымен айдауға қарағанда, ажыратылатын қоспаның қайнау температурасын едәуір төмендетуге мүмкіндік тудырады.

Молекулярлық айдау. Жоғары температураларда қайнайтын және термиялық беріктігі жоқ құрастырушыларды ажырату үшін қолданылады.

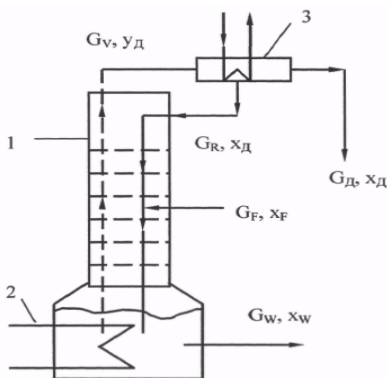
Бұл үдеріс терең вакуумда (0,01-0,001 мм сын. бағ.) жүргізіледі және арнайы аппаратура қолдануды талап етеді.

3.4. Ректификация үдерісі

Ректификация – сұйық қоспалардың құрамындағы компоненттерінің әртүрлі температурада ұшқыштығына негізделген, сұйық қоспа мен оның буының қарама-қарсы әрекеттесуінің нәтижесінде, сұйық қоспаның құрамындағы компоненттердің бір-бірінен толық ажыратылу үдерісі. Ректификацияда қыздырылған бастапқы сұйық қоспа, бу және сұйық фазаларының бір-бірімен қарама-қарсы әрекеттесулері нәтижесінде дистиллят пен кубтық қалдыққа бөлінеді.

Барлық қоспа үшін материалдық баланс былай жазылады (3.5-сурет):

$$G_F = G_D + G_W, \quad (3.62)$$



3.5-сурет. Ректификацияның материалдық балансын құру үшін
1 – колонна, 2 – куб,
3 – дефлегматор

концентрациялары бойынша

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (3.63)$$

мұндағы G_F – ректификацияға түсетін қоспа мөлшері; G_D мен G_W – алынған дистиллят пен кубтық қалдық мөлшері; x_F , x_D , x_W – жеңіл ұшатын компоненттің бастапқы қоспа, дистиллят және кубтық қалдықтағы мөлшері (моль. үлестер).

Теңдеулерді бірлестіре шешіп табамыз

$$G_D = G_F \frac{X_F - X_W}{X_D - X_W};$$

$$G_W = G_F \frac{X_D - X_F}{X_D - X_W}. \quad (3.64)$$

Ректификация үдерісі кезінде бу мен сұйық арасында мөлшерсіз көп әрекеттесулер болады. Соған сәйкес ректификациялық қондырғыдағы бу мен сұйықтың әрекеттесуінде мынандай шарттар қабылданған (3.6-сурет), яғни:

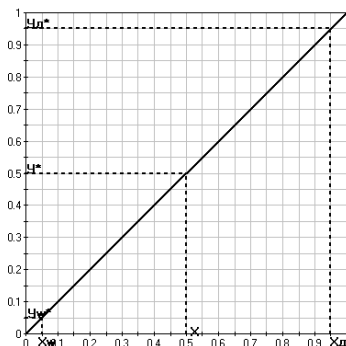
а) компоненттердің мольдік булану жылулары бірдей, сондықтан будың әрбір кг/моль шамасы конденсацияланғанда соған сәйкес сұйықтың кг/моль шамасы пайда болады. Сол себепті аппаратта төменнен жоғары көтерілген будың мольдік ағыны, аппараттың кез-келген қимасында бірдей болады.

б) аппараттағы дефлегматорға көтерілген бу конденсацияланғанда оның құрамы өзгермейді, сондықтан да аппараттан көтерілген бу мен дистилляттың құрамдары бірдей, яғни $y_D = x_D$;

в) куб – буландырғыштан көтерілген бу мен кубтық сұйықтың құрамдары бірдей $y_W = x_W$;

Дефлегматорға көтерілген будан пайда болған конденсат екі бөлікке бөлінеді: бірінші бөлігі массаалмасуды қамтамасыз ету үшін колоннаға қайта жіберіледі, оны флегма деп атайды, ал екінші бөлігі өнім ретінде алынады, оны дистиллят деп атайды. Флегмаға сәйкес флегмалық сан деген ұғым бар. Ол колоннаға жіберілген флегманың сандық мәнінің, өнім ретінде алынған

дистилляттың сандық мәніне қатынасын көрсетеді, яғни $R=\Phi/D$.



3.6-сурет. Ректификациялық қондырғыдағы бу мен сұйықтың әрекеттесуіндегі шарттар

Флегмалық санды анықтап, жұмыстық концентрация сызығының теңдеулерін шығарып алу үшін, ректификацияның материалдық балансын төменгі температурада ұшатын компонент үшін қарастырамыз. Ол барлық массаалмасу үдерістері үшін мынадай жалпы теңдікпен жазылады:

$$Gdy = L(-dx) . \quad (3.65)$$

Ректификациялық колоннадағы сұйық қоспа бөлінуі үшін, яғни бу мен сұйық ағындары арасында әрекеттесулер болуы үшін, олардың қатынастары бу мөлшері үшін $(R+1)$, ал сұйық мөлшері үшін (R) болуы керек. $(R+1)$ – булану еселігі, (R) – конденсациялану еселігі деп аталынады. Осыдан әрекеттесетін бу мөлшері G кмоль, ал сұйық L кмоль болса, онда колоннаның жоғары бөлігі үшін $G=(R+1)G_D$ мен $L=RG_D$ теңдеулері, ал колоннаның төменгі жағы үшін $L=(R+F)G_D$ теңдеулері сәйкес болады.

Сонда материалдық баланс болады

$$(R+1)dy=R(-dx), \quad (3.66)$$

және

$$(R+1)dy=(R+F)(-dx). \quad (3.67)$$

Колоннаның қандай да бір қимасы үшін жұмыстық концентрациялар x пен y болса, ал колоннаның жоғары жағы үшін x_D және y_D болса, (3.66) теңдеуден аламыз:

$$(R+I)(y_D-y)=(R+I)(x_D-y)=R(x_D-x),$$

осыдан колоннаның жоғары жағы үшін жұмыстық сызығының теңдеуі болады

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = Ax + B. \quad (3.68)$$

Колоннаның төменгі жағы үшін $x-y$ және x_W-y_W болса, жұмыстық сызығының теңдеуі

$$(R+1)(y - y_W) = (R+1)(y - y_W) = (F+R)(x - x_W).$$

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_W = A'x + B'. \quad (3.69)$$

(3.68) және (3.69) теңдеулер ректификациялық колоннаның жоғары және төменгі бөліктері үшін жұмыстық концентрация сызығының теңдеулері болып табылады.

(3.66) теңдеуден колоннаның қандай да бір қимасы үшін жұмыстық концентрациялар x пен y , ал колоннаның жоғары жағы үшін x_D және y_D болғанда аламыз:

$$(R+I)(x_D-y_D)=R(x_D-x_f), \quad (3.70)$$

осыдан

$$R = \frac{(x_D - x_f)}{(y_f - x_f)} \quad (3.71)$$

немесе

$$R=R_{min} \cdot \sigma, \quad (3.72)$$

мұндағы R_{min} – массаалмасуға қажетті флегманың ең аз мөлшері; σ – флегманың артықшылық коэффициенті.

Жұмыстық концентрацияның $y-x$ диаграммаларындағы жағдай бастапқы қоспаның құрамына және оның жылулық мәндеріне қатысты болады. Осыған байланысты, бастапқы қоспаны берудің мынадай жолдары болуы ықтимал: 1) бастапқы қоспаның қайнау температурасынан төменгі температурада; 2) бастапқы қоспаның қайнау температурасында; 3) сұйық пен

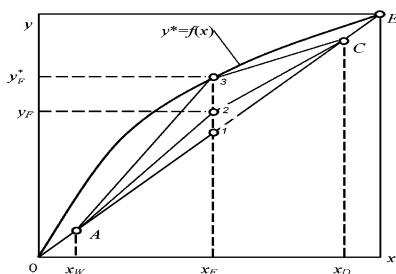
қаныққан будың қоспасымен; 4) қаныққан бумен; 5) қатты қыздырылған бумен.

Осылардың ішінен бастапқы қоспаның қайнау температурасындағы жағдайды қарастыралық.

Сұйық қоспаның қайнау температурасы жағдайында аппаратқа беру. Мұндағы жұмыстық сызықтың екі шекті жағдайы бар (3.7-сурет):

1) С – 1 колоннаның жоғары жағында, 1 – А колоннаның төменгі жағындағы жағдай;

2) С – 3 колоннаның жоғарғы жағында, 3 – А колоннаның төменгі жағында.



3.7-сурет. Сұйық қоспаның қайнау температурасы жағдайындағы график

1-жағдайда коэффициент В нөлге тең болады (колоннаның жоғары жағы үшін жұмыстық концентрация сызығының нүктелермен жалғасып ордината иінімен қиылысқан нүктесі В коэффициентіне сәйкес келеді). Сәйкес түрде жұмыстық концентрацияның өзгерісі $y=x$ теңдеуіне сай болады, яғни екі сызық та диаграмманың диагоналінде жатады. Мұндағы $R_{\max}$ болады, соған сәйкес қозғаушы күш те тах мәнге тең болады. $R_{\max}$ кезінде дистиллят пен кубтық сұйық алынбайды. Тек колоннаға сынақ жасауда ғана қолданылады.

2-жағдайда 3 нүктесінде $y^*-y=0$, соған сәйкес ректификациялық аппаратта өте үлкен фазалық әрекеттесу беті болуы керек. Бұл жерде $R_{\min}$ болады және ол мынаған тең:

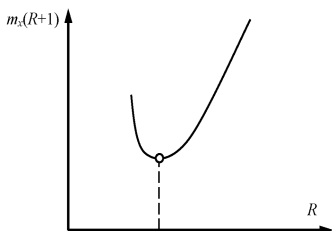
$$R_{\min} = (x_D - y_F^*) / (y_F^* - x_F). \quad (3.73)$$

Жұмыстық сызықтардың С–2–А жағдайы өндірістік ректификациялық аппараттарға келеді. Мұндағы 2 нүктесі бірде 3-ке бірде 1-ге жақындайды, соған сәйкес флегмалық сан мен үдерістің қозғаушы күші де өзгеріп отырады.

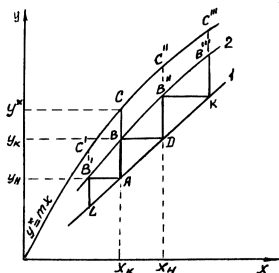
Осыдан колоннаның тіп кіші көлемі жағдайындағы оптималды флегмалық санды табу керек болады. Мұндағы ректификациялық колонна арқылы өтетін бу шамасы $G_D(R+1)$ -ге тең болады, сонда оның көлемдік жылдамдығы мына теңдіктен анықталады:

$$V_D = G_D(R+1)/(3600\rho_F). \quad (3.74)$$

Алдын-ала берілген V_D мен G_D кезінде колоннаның қимасы $(R+1)$ -ге, ал аппарат биіктігі m_x -ға (ТБС) пропорционал болады. Сәйкес түрде, $m_x \cdot (R+1)$ шамасы аппараттың жұмыстық көлеміне пропорционал болады. Осыдан R -дің сандық мәнін $R_{\min} < R < \infty$ аралығында бере отырып, 3.7-суретте көрініп тұрғандай жұмыстық сызықтың бірнеше жағдайын алады. Одан кейін осы сызықтар үшін графикалық интегралдау арқылы m_x -ың сандық мәндерін тауып, $m_x \cdot (R+1)$ және $f(R)$ функциясының графигін салып, осы функцияның ең кіші мәні бойынша $R_{\text{опт}}$ табады (3.8-сурет). Оңайлату үшін m_x -ың орынына табакшалар санын қоюға болады.



3.8-сурет. $R_{\text{опт}}$ анықтау графигі



3.9-сурет. Кинетикалық сызық тұрғызу
1 – жұмыстық сызық, 2 – кинетикалық
сызық, 3 – тепе-теңдік сызығы

Концентрациялары x_w ден x_p -ге дейін өзгеру шегінде жататын, координаталары y_c , x_6 болатын барлық нүктелердің жинамасы *кинетикалық қисық* деп аталатын сызықты береді.

Кинетикалық қисықты мынадай тәртіппен: y -х диаграммасына тепе-теңдік және жұмыстық сызықтарды (оптималдық флегмалық санды) тұрғызады (3.9-сурет).

x_w – x_p аралығында бірнеше x мәндерін таңдап алады (әдетте 7-8 мән).

$$e^{m_y} = \frac{y^* - y_6}{y^* - y_c} = e^{\frac{K_y F}{G}}, \quad (3.75)$$

x -тің таңдап алынған әрбір мәніне теңдеуі бойынша y^* - y_c -ін сәйкес мәндерін есептеп табады. Есептеуге қажетті y^* - y_6 мәндерін y -х диаграммасынан x -тің әрбір мәні үшін тепе-теңдік пен жұмыстық концентрациялардың айырымы ретінде анықтайды. Яғни,

$$e^{m_y} = \frac{y^* - y_6}{y^* - y_c} = \frac{CA}{CB}.$$

Осыдан

$$CB = \frac{CA}{e^{m_y}}. \quad (3.76)$$

Алынған кесінділерді тепе-теңдік сызығының төменгі жағынан орналастырады.

Алынған нүктелерді бір-бірімен жалғап сызық тұрғызады. Алынған сызық кинетикалық сызықты береді.

Кинетикалық сызық белгілі болған жағдайда, қондырғыдағы қажетті ажырату дәрежесін қамтамасыз ететін нақты табақшалар санын, жұмыстық және кинетикалық сызықтар арасында сатылы түзу сызықтар тұрғызу арқылы анықтайды.

Сатылы сызықты концентрациялар бойынша x_f -тен x_D -ге дейін және x_f -тен x_w -ге дейін тұрғызады. Концентрацияның x_f -тен x_D -ге дейінгі аралығы колоннаның жоғарғы бөлігіндегі

нақты табақшалар санына сәйкес келеді, ал x_f -тен x_w -ге дейінгі аралық колоннаның төменгі бөлігіндегі нақты табақшалар санын береді.

Әрбір табақша үшін ТБС-тың сандық мәндерін $G(y_B - y_C) = K_y F \Delta y_{op}$ теңдеуін қолдана отырып анықтайды

$$m_y = \frac{K_y F}{G} = \frac{y_c - y_b}{\Delta y_{op}}, \quad \text{осыдан} \quad e^{m_y} = e^{\frac{K_y F}{G}}.$$

Немесе

$$e^{m_y} = e^{\frac{K_y F}{G}} = e^{\frac{K_{yf} S_T}{G_f}}. \quad (3.77)$$

мұндағы S_T – табақшаның жұмыстық ауданы, ол табақшаның көлденең қима ауданының 85–90 %-ы болады, m^2 ; K_{yf} – табақшаның жұмыстық ауданына қатысты массаөту коэффициенті, $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{сағ})$; G_f – бастапқы қоспаның мольдік шығыны, $\text{кмоль}/\text{сағ}$.

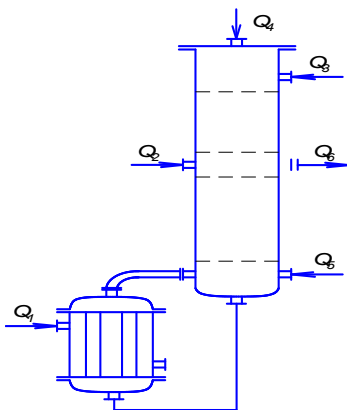
Табақша үшін массаөту коэффициентін K_{yf} фазалық кедергінің аддитивтілігі заңынан анықтайды

$$K_{yf} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yf}} + \frac{m}{\beta_{xf}}}, \quad (3.78)$$

мұндағы β_{yf} – табақшаның жұмыстық ауданына қатысты бу фазасындағы массаберу коэффициенті, $(\text{кмоль})/\text{м}^2 \text{сағ}$; β_{xf} – табақшаның жұмыстық ауданына қатысты сұйық фазасындағы массаберу коэффициенті, $(\text{кмоль})/\text{м}^2 \text{сағ}$; m – тепе-теңдік сызығының бұрыштық коэффициенті.

Ректификация үдерісінің жылу балансы. Жалпы баланс мына түрде жазылады (3.10-сурет):

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (3.79)$$



3.10-сурет. Үздіксіз
ректификацияның жылулық балансы

мұндағы Q_1 – қыздырғыш бумен келетін жылу, немесе басқаша айтқанда үдерісті жүргізуге жұмсалатын жылу, кДж/сағ; Q_2 – бастапқы қоспамен келетін жылу; кДж/сағ; Q_3 – флегмамен келетін жылу, кДж/сағ; Q_4 – бумен кететін жылу, кДж/сағ; Q_5 – кубтық қалдықпен кететін жылу, кДж/сағ; Q_6 – қоршаған ортаға кететін жылу, кДж/сағ.

(3.79) теңдеуді Q_1 -ге байланысты ашып жазсақ аламыз

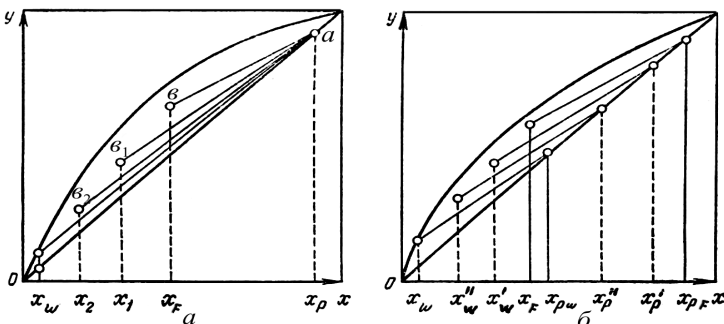
$$Q_1 = G_D(R+1)r_D + G_D C_{DtD} G_W C_{wtW} - G_F C_{FtF} + Q_6, \quad (3.80),$$

мұндағы R_D – дистилляттың булану жылуы, кДж/сағ.

Мерзімдік ректификациялық қондырғылар. Өндірісте $R=\text{const}$ жағдайындағы ректификациялау үдерісі, әсіресе аз өндірісті орындарда кеңінен қолданылады. Оның себебі бұл үдерісті бір ғана ректификациялық қондырғыда тиімді түрде өткізуге болады. $R=\text{const}$ жағдайындағы жұмыстық сызықтардың қисаюы концентрацияға тәуелді болмайды, жұмыстық сызықтар параллельді түрде өзгереді. Жалпы жоғары құрамды дистиллят алу үшін фракциялық ректификация деп аталатын технологиялық әдіс қолданылады. Оның мәні 3.11, а-суретте көрініп тұр, яғни мұндағы бастапқы x_F -тан x''_D мен X'_W алынады, олар тағы да ректификациялық қондырғыға салынып, x''_D мен x''_W алынады. Осылай қайталай отырып, керекті тазалықтағы x_D -ны алуға болады.

$x_D=\text{const}$ жағдайында R шамасы үдерістің басында $R_{\min}$ болады, ал соңында $R_{\max}$ мәнге жетеді. Мұндағы бастапқы қоспа

төменгі температурада ұшатын компоненттен ажыраған сайын $x_F \rightarrow x_W$ -ға жақындай түседі. Мысалы x'_W, x''_W концентрациялары арқылы. Ең соңында $x_F = x_W$ болады. Бірақ мұндай үдерісті жүргізу қиын болады. Өйткені ол үшін колоннаға берілетін бу мен флегма құрамдарын программалық түрде өзгертіп отыруға тура келеді (3.11, б-сурет).



3.11-сурет. Мерзімдік ректификацияның графигі

$a - x_P = \text{const}$; $b - R = \text{const}$

Үздіксіз ректификациялық қондырғылар. Бұл жобада жылу тиімді қолданылмайды, яғни колоннадан шыққан ағындардың жылуы пайдаланылмайды, ал ол жылуды бастапқы қоспаны жылытуға пайдалануға болар еді.

Қоспадағы компоненттердің салыстырмалы ұшқыштықтары бір-біріне өте жақын болса, оларды жай ректификациялық әдіспен айырып алу өте қиын. Сондықтан ондай қоспаларды экстрактивтік және азеотроптық ректификация көмегімен ажыратады. Экстрактивтік ректификация кезінде бастапқы қоспаға жоғары температурада қайнайтын компонент қосылады. Осы компонентте бастапқы компоненттердің біреуі өте жақсы еруі керек, ал екінші компонент ерімейтін немесе өте аз еритін болуы керек. Осы алынған қоспаны одан кейін жай ректификация арқылы бөліп алады. Азеотропты ректификация кезінде жүйеге азеотропты қоспа құрайтын компонент қосылады. Ол ұшатын компоненттің буындағы қысымды $P_{\max}$ жасайды немесе екінші компоненттің

буында $P_{\min}$ жасайды. Осыған байланысты буды жекелей бөліп алуға болады.

Көп компонентті қоспалардың ректификациясы. Химиялық өндірісте көп компонентті қоспалармен жиі жұмыс істеуге тура келеді, оларды бөлу үшін арнайы ректификациялық қондырғылар қолданылады.

Көп компоненттік қоспалардың жұмыстық сызықтарының теңдеулері екі компоненттік қоспалардың жұмыстық сызықтарына ұқсас, аппараттың жоғары жағы үшін

$$y_A = \frac{R}{R+1} x_A + \frac{x_A^*}{R+1}; \quad y_B = \frac{R}{R+1} x_B + \frac{x_B^*}{R+1};$$
$$y_C = \frac{R}{R+1} x_C + \frac{x_C^*}{R+1}. \quad (3.81)$$

Аппараттың төменгі жағы үшін болады

$$y_A = \frac{R+F}{R+1} x_A - \frac{F-1}{R+1} x_{AW}; \quad y_B = \frac{R+F}{R+1} x_B - \frac{F-1}{R+1} x_{BW};$$
$$y_C = \frac{R+F}{R+1} x_C - \frac{F-1}{R+1} x_{CW}. \quad (3.82)$$

Мұнайды өңдеу. Көп компонентті қоспаны көптеген фракцияларға бөлу мақсатындағы ректификация үдерісінің қолданылатын ең маңызды техникалық салаларының бірі – мұнайды өңдеу болып табылады. Өңделетін өнім көлемінің өте үлкен болуына байланысты мұндай үдерістер мұнай өңдеу зауыттарында үздіксіз әрекетте жүзеге асырылады.

Мұнай – бір-бірінде еритін мыңдаған органикалық компоненттерден (көбінесе алканр, алкенр, циклоалкан және ароматтық көмірсутектер) тұратын көп компонентті қоспа. Ондағы сұйық компоненттердің қайнау температурасының диапазоны 50 °C-тан 500 °C аралығында болуы мүмкін.

Мұнайды тазарту кезінде көп компонентті қоспа жеке компоненттерге бөлінбейді, фракциялық белгілі бір қайнау

температурасы бар бөлшектік қоспаларға бөліктенеді.

Өндірісте келесі мұнай фракциялары қолданылады: мұнай зауыттық газ, сығылған газ, бензин, керосин (авиациялық бензин), жеңіл және ауыр қазандық отын (мазут), әртүрлі жағу майлары, парафиндер және битумдар.

Компоненттер санының көп болуына, сонымен қатар бөліктің әртүрлі қасиеттері мен талаптарға байланысты бөлу тізбектелген немесе параллель жалғанған бірнеше жүйелерде жүргізіледі (3.12-сурет).

Дөрекі бөлуге арналған бас колонна. Мұнай ең алдымен құбырлы пеште қайнау температурасына дейін қыздырылады, содан кейін бас бөлгіш колоннаға беріледі. Онда оның төмен температурада қайнайтын басты фракцияға, жоғары температурада қайнайтын төменгі фракцияға және бүйірінен бөлініп алынатын бірнеше орташа фракцияларға (орташа қайнау нүктесімен) дөрекі бөлінуі жүреді.

Бас бөлгіш колонна атмосфералық қысымда және колоннаның төменгі жағына су буын беру жағдайында жұмыс істейді. Соңғысы колоннадағы қоспаның қайнау температурасын төмендетеді. Нәтижесінде ректификация үдерісі салыстырмалы төмен температурада өтеді. Осыдан басқа, су буы стрипп-бу түрінде колоннаның төменгі бөлігіндегі өнім құрамынан төменгі температурада қайнайтын компоненттерді қарқынды түрде қуады, ал тұндырғышта сұйық басты өнімнен суда ерігіш қоспаларды (тұздар, т.б.) бөліп шығарады.

Бөлгіш колоннаның жоғарғы жағынан (басынан) ең төменгі температурада қайнайтын мұнай компоненттерінен тұратын булы қоспа шығарылады. Ол басты конденсатор мен тұндырғышта мұнайзауыттық газға (бөлме температурасында газ түрінде болады) және шикі бензин фракциясына бөлінеді.

Төмен температурада қайнайтын компоненттер үшін жоғары қысымдағы колонналар. Шикі бензин құрамында ұшқыш компоненттер де болады. Ол насоспен жоғары қысымдағы колоннаға айдалады, соның арқасында газ түріндегі компоненттер сұйыққа айналады. Бұл оларды ректификация әдісімен бөліп алуға мүмкіндік береді. Басты өнім сұйытылған

Бас колоннаның астынан шыққан фракция бірден ауыр қазандық отын (өндірістік қондырғылар, т.б. үшін) түрінде қолданылуы мүмкін. Оның құрамында жеңіл мазут түріндегі барлық жоғары температурада қайнайтын компоненттер болады.

Жоғары температурада қайнайтын компоненттерді бөлуге арналған вакуумдық колонна. Жоғары температурада қайнайтын мұнай өнімдерін (жақпа майлар, парафиндер, битумдар) алу үшін бас колоннаның төменгі жағынан шығатын фракцияны вакуумдық колоннаға бағыттайды және ол сол жерде құрамдас компоненттерге бөлшектенеді. Мұндай тығындық бөлгіш колонна вакуум астында жұмыс істейді, яғни бұл өз кезегінде компоненттердің қайнау температурасын төмендетуге мүмкіндік береді. Егер бұл үдерісті атмосфералық қысымдағы ректификацияда жүргізсе, жоғары температурада қайнайтын компоненттер термиялық кокстелуге ұшырайтын еді. Вакуумдық колоннаның төменгі бөлігінен шығатын өнім битум болып табылады. Вакуумдық колоннаның бүйір жағынан жағу майлары мен әртүрлі тұтқырлықтағы парафиндер бөлініп шығады. Бүйірлік бөлгіш колонналарда оларды тағы да бір рет стрипп-бу көмегімен жеңіл ұшқыш компоненттерден тазартады.

Вакуумдық колоннаның жоғарғы бөлігінде вакуумдық насос орналастырылады, ол колоннада ауа сиретілуін жасап, ұшқыш компоненттердің қалған қалдығын сорып алады. Ұшқыш компоненттер қондырғыдан өңделген газ түрінде шығады және факел жалынымен өртелініп тасталады.

3.5. Экстракция. Сұйықтық экстракция үдерісі

Сұйықтық экстракция деп бастапқы ерітіндінің құрамындағы еріген бір немесе бірнеше заттарды екінші сұйықпен (экстрагентпен) сұрыптап бөліп алу үдерісін айтады. Экстракция үдерісі сұйытылған ерітінділерден керекті заттарды бөліп алуда және ерітінділерді қоюландыруда қолданылады. Ол көп жағдайда ректификация үдерісімен бірлесе қолданылады.

Экстракция үдерісіндегі тепе-теңдік жағдайы. Көптеген «сұйық – таралатын зат – сұйық» жүйелеріндегі тепе-теңдік,

заттардың таралу заңына сүйенеді. Яғни, екі сұйық фазаға таралатын заттың тепе-теңдік концентрацияларының қатынасы $t=\text{const}$ кезінде тұрақты шама болып табылады, ол ψ – таралу коэффициентімен сипатталады

$$\frac{cG}{cL} = \frac{cG_1}{cL_1} = \frac{cG_2}{cL_2} = \frac{cG_n}{cL_n} = \psi, \quad (3.83)$$

немесе

$$cG = \psi cL, \text{ кг/м}^3. \quad (3.84)$$

Осы тендеудегі G мен L фазаларындағы таралатын зат концентрацияларын y пен x (кг/кг) арқылы белгілеп және оны тығыздықтар ρ_G мен ρ_L арқылы өрнектесе, мынандай тендеу алынады:

$$y^* = \frac{m \cdot x}{1 + (1 + m)x}, \quad (3.85)$$

$$\text{мұндағы } m = \frac{\psi \rho_L}{\rho_G}.$$

x -тің өте аз концентрациясы кезінде $(1+m^*)x$ -ті ескермесе де болады, онда

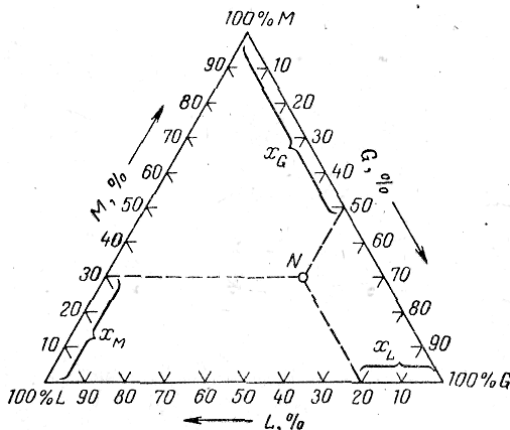
$$y^* = m \cdot x. \quad (3.86)$$

Экстракция үдерісіндегі екі фазаның бір-бірінде еритіндігін ескермесе, онда әр фазаны екі компоненттік жүйе деп қабылдап, x – y диаграммасын салып, тепе-теңдіктің түзу сызығын алуға болады.

Егер екі фазаның бір-бірінде аздап еритіндігін ескерсе, онда экстракциялау кезінде әр фаза үш компонентті ерітінді болады да, оны x – y диаграммасында салу мүмкін болмайды. Мұндай үш компонентті жүйелердің концентрациясын үш бұрышты диаграммада көрсетеді (3.13-сурет).

Үш компонентті екі жүйені бір-бірімен араластырса, құрамы N нүктесімен сипатталатын үштік қоспа түзіледі. Оның құрамы бастапқы қоспаларды жалғастыратын түзу бойында жатады. Түзу сызық бойындағы N нүктесінің орнын иінтірек

ережесі бойынша табады (3.14-сурет).



3.13-сурет. Үш компонентті жүйелердің концентрациясын анықтау

Үшбұрышты диаграммада тепе-теңдік қисығын былай көрсетуге болады: мұндағы L мен G бір-біріне аздап ериді, ал M екі еріткіште де шексіз ериді. Мұндағы бастапқы L мен G қоспасына M-ді біртіндеп қосып отырады. Қоспаның құрамы N нүктелерімен анықталады. N_4 -те бір фаза жоғалады, N_5 -те біртекті N қоспасы түзіліп үш құрамды ерітіндіге айналады. Тепе-теңдік хордасының азайып бір нүктеге айналған жері шекті (критикалық) жағдай деп есептеледі, яғни ол K нүктесі (3.14-сурет). Бұл диаграмманың барлығы белгілі бір тұрақты температурада жасалынатындықтан, оны тепе-теңдік изотермасы деп атайды.

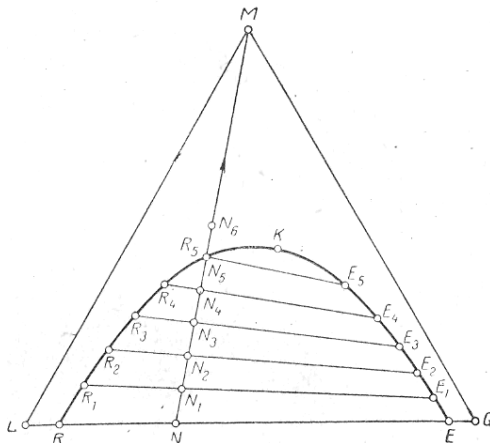
Экстракция үдерісінің материалдық балансы. Жалпы ағын бойынша материалдық баланстың теңдеуі екі фаза бір-біріне аздап еритін жағдайында былай жазылады:

$$F + G = R + E, \quad (3.87)$$

таралатын компоненттер бойынша

$$Fx_F + y_G G = Rx_R + Ey_E, \quad (3.88)$$

мұндағы F, R – бастапқы ерітінді мен алынатын рафинаттың массалық мөлшерлері, кг/сағ; S, E – бастапқы экстрагент пен алынатын экстрактың массалық мөлшерлері, кг/сағ;



3.14-сурет. Үшбұрышты диаграммада тепе-теңдіктік қисығын көрсету

Осы теңдікті былай жазайық:

$$F + S = N = R + E. \quad (3.89)$$

Онда, материалдық баланстың теңдеуін графикалық түрде көрсетуге болады, яғни F пен S қосылып N қоспасын береді, ал ол R мен E -ге айырылады. Осы диаграммдан иіңтірек ережесі бойынша жаза аламыз

$$\frac{S}{F} = \frac{FN}{SN}, \quad (3.90)$$

осыдан үдеріске қажетті экстрагент пен рафинат мөлшерін табуға болады.

$$S = F \cdot \left(\frac{FN}{SN} \right), \quad (3.91)$$

$$R = N \cdot \left(\frac{NE}{RE} \right), \quad (3.92)$$

Сонда алынатын экстрагенттің мөлшерін табуға болады.

$$E = N - R = N - N \frac{NE}{RE} = N \frac{RE - NE}{RE}, = N \frac{RN}{RE}, \quad (3.93)$$

осыдан, егер кез-келген үш ағынның мөлшері мен құрамы берілсе, онда 4-ші ағынның мөлшерін немесе құрамын оңай табуға болады.

Экстракциялық аппараттар. Экстракция үдерісінің жалпы жобаларын қарастыратын болсақ, химия өндірістерінде негізінен бір реттік экстракция, көп реттік экстракция, еріткіштің айқасқан ағынындағы экстракция, көп реттік еріткіштің қарама-қарсы ағынындағы экстракция, үздіксіз қарама-қарсы ағындық экстракция, сатылы қарама-қарсы ағындық экстракциялау жобалары қолданылады.

Экстракция үдерісін өткізетін қондырғыларды араластырғыш-тұндырғыштық, колонналық, центрифугалық, т.б. деп бөледі.

3.6. Қатты-сұйық жүйедегі экстракция.

Еріту және шаймалау

Қатты заттарды еріту үдерістерінің негіздері. Химия және сонымен іргелес өндіріс салаларында (металлургия, тамақ, тоқыма, фармацевтика, т.б.) қатты заттарды сұйықтарда еріту кең қолданылады.

Еріту үдерісінің үш нұсқалары белгілі: толық, жартылай және химиялық.

Толық ерітуде бастапқы қатты зат толық еріген күйге өтеді, мұнымен заттың бір еріткіште гомогенді сұйық ерітіндісі алынады.

Жартылай ерітуде сұйық ерітінді мен қатты дененің қалдықтарынан тұратын гетерогенді қоспа алынады. Жартылай ерітуді әдетте қатты қоспалардан бір немесе бірнеше құрастырушыларын бөліп алу үшін қолданады. Бұл үдерісті

шаймалау немесе қатты дене – сұйық жүйедегі экстракция деп те атайды.

Химиялық ерітуде барлық заттар немесе оның кейбір құрастырушылары еріткішпен химиялық әрекеттесуге түседі, соның нәтижесінде сұйық фазада толық немесе жартылай еритін өнімдер пайда болады. Үдеріс химиялық реакциясының негізінде газ тәрізді өнімдер бөлінуімен жүреді.

Ерітілетін зат жеке құрастырушы, бинарлы немесе көп құрастырушылы қатты заттар қоспасы болуы мүмкін. Олар кристалды немесе аморфты күйде болуы мүмкін.

Еріткіштер ретінде төмен балкитын жеке заттар (су, спирттер, кетондар, қышқылдар және т.б.) немесе әртүрлі заттардың сұйық қоспалары (мысалы, бейорганикалық немесе органикалық қышқылдар, сілтілер, спирттер, мұнай фракциялар ерітінділері) пайдаланылады.

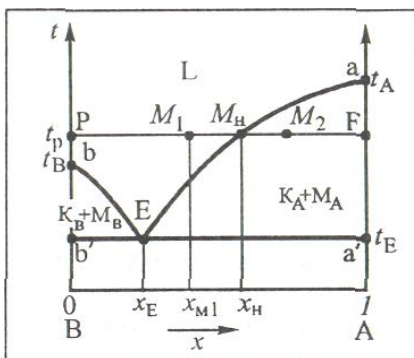
Еріту және шаймалау үдерістерін жүргізгенде жиі еріткіштерді регенерациялау мақсаты тұрады. Оны сұйық экстракция үдерісіндегі сияқты, буландыру, ректификация, кристалдандыру, ион алмасу үдерістерін қолдану арқылы шешеді.

Үдерістің физика-химиялық негіздері. Қатты заттарды еріту үдерісінің заңдылықтары қатты фаза – сұйық жүйедегі тепе-теңдікке өте байланысты. Жүйелер күйінің диаграммасын талдауда фазалар ережесі кең қолданылады.

Затты ерітуде жүйе ең кемі екі құрастырушы – ерітілетін зат пен еріткіштен – тұрады. Таза еріткішті пайдаланып, екі құрастырушылы қатты затты ерітуде әңгіме үш құрастырушылы жүйе туралы болады. Мұндай жүйемен жеке затты бинарлы еріткішпен ерітуде кездесеміз.

Бір құрастырушылы заттың таза еріткіште ерітуін қарастырамыз. Үдерісті «қатты фаза – сұйық» фазалық тепе-теңдік диаграммасымен (3.15-сурет) өрнектеуге болады, онда А құрастырушы ерітілетін затты, ал В құрастырушы – еріткішті көрсетеді. Диаграммада ликвидус сызығынан жоғары гомогенді қанықпаған ерітінділер аймағы L орналасқан, бұл сызықтан төмен – гетерогенді тепе-теңдік аймағы aEa' және bEb' орналасқан. aEa' аймағында ерітілетін заттың K_A кристалдары

және сонымен қаныққан ерітінді M_A тепе-теңдікте орналасады. bEb' аймағында – еріткіш K_B кристалдары және қалдық M_B .



3.15-сурет. Фазалық тепе-теңдік диаграммада біркөпөентті заттың (А) таза еріткішпен (В) еріту үдерісін бейнелеу

Егер еріту үдерісі тұрақты температурада жүргізілсе, онда В еріткішпен А заттың араласу сызығы PF изотермасымен көрсетіледі. Осы сызық бойында қоспаның M нүктесі орналасқан.

Егер M_1 нүктесі гомогенді L аймағында жатса, онда заттың барлығы еріп, еріген заттың концентрациясы X_{M_1} ерітіндісі пайда болады. Концентрацияны иін ережесін қолданумен табуға болады:

$$X_{M_1} = \frac{PM_1}{PF}. \quad (3.94)$$

Егер M_1 нүктесі гетерогенді аймақта жатса, онда заттың бір бөлігі А қатты күйде ($x_A=1$) қалады, яғни жартылай еріту өтеді. Сұйық фазашы X_n концентрациялы M_n қаныққан ерітіндісі болады.

А затты толық еріту үшін ерітілетін зат F және еріткіш P мөлшерлерін мынадай шарт орындалатындай алу керек:

$$\frac{P}{F} = \frac{\overline{M_n F}}{PM_n} = \frac{1 - X_n}{X_n}. \quad (3.95)$$

Еріту үдерісінің кинетикасы. Қатты заттар еріту үдерісі қатты фаза-сұйық гетерогенді жүйеде өтеді. Мұнда қатты материал бөлшектері дисперсті фаза ролін ойнайды.

Еріту үдерісінің кинетикасы күрделі заңдылықтармен өтеді. Бір құрастырушылы заттарды жай еріту үдерісі төмендегідей негізгі сатылардан тұрады: еріткішті фазааралық бетке жеткізу; заттың қатты фазадан еріген күйге өтуі; еріген заттың фазааралық беттен ерітіндінің негізгі массасына диффузиялық тасымалдау.

Осы сатыларды талдау бір құрастырушылы заттардың еріту кинетикасы бәрінен жиірек үшінші саты – сыртқы массатасымалдау қарқындылығымен анықталады.

Химиялық ерітуде сыртқы массатасымалдау қарқындылығымен қатар еріту үдерісінің жылдамдығына фазалар шекарасында өтетін химиялық реакция жылдамдығы белгілі әсер етеді.

Бинарлы және көп құрастырушылы қатты қоспаларды жартылай еріту үдерісі күрделі өтеді, себебі жүйеде ерімеген қатты құрастырушылар қатысады.

Іс жүзінде еріту үдерісінің қозғаушы күшін әдетте ерітіндідегі жұмыс және тепе-теңдік концентрациялар айырмасымен өрнектейді. Қатты фазаның бетінде ерітінді қаныққан күйге, яғни оның концентрациясы x_k жетеді деп қабылдаймыз. Негізгі массада ерітінді қанықпаған, оның концентрациясы $x < x_k$.

Үдеріс жылдамдығын (уақыт бойынша қатты зат массасының өзгеруі) массаберу теңдеуі түрінде көрсетуге болады:

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta \cdot f(x_k - x), \quad (3.96)$$

мұндағы f – осы τ уақытындағы фазааралық бет; β – массаберу коэффициенті.

Сұйық фазада массаберу коэффициенті шамасын, жалпылама критерийлі теңдеулерді пайдаланып анықтауға болады.

Егер массаалмасу ішкі диффузия шарттарымен өтсе, шаймалау үдерісін есептеу Фик теңдеуіне және І-түрлі шекаралық шарттарға – зат концентрациясы фазалар шекарасында тұрақты және дене бетінің барлық бойы бойынша бірдей сүйенеді.

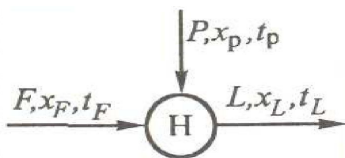
Еріту үдерістерінің тәсілдері. Ерітудің негізгі тәсілдері: 1) мерзімді; 2) жартылай үздікті; 3) үздіксіз.

Толық ерітудің мерзімді үдерісін дисперсті жүйені (суспензияны) механикалық араластырумен өтетін аппараттарда жүргізеді. Мұнда еріту үдерісінің қозғаушы күші ерітінді концентрациясының жоғарылау нәтижесінде уақыт бойынша төмендейді. Мұндай үдерісті салынған қатты материал ерігенше жалғастырылады.

Қатты заттарды үздіксіз толық ерітуді бір бағытты және қарама-қарсы бағытты аппараттарда жүргізуге болады. Қатты және сұйық фазалар бір бағытты қозғалысында аппарат ұзындығы (немесе биіктігі) бойынша ерітінді концентрациясы біртіндеп көбейеді, ал қатты фазаның массасы осыған сәйкес нөлге дейін азаяды. Фазалар бір бағытты қозғалысында аппаратта ағындар қозғалыс бағыты бойынша үдерістің қозғаушы күші төмендейді. Қарама-қарсы бағытты қозғалысты қанықпаған ерітінді ағынына қарсы қатты фазаны механикалық тасымалдаумен ұйымдастыруға болады.

Бірқатар аппараттарда ағындар қозғалысының аралас тәртібі орын алады.

Еріту үдерістерін есептеу. Толық еріту үдерісін есептеу әдістемесін қарастырамыз. Мұндай үдерістің фазалар ағындар сұлбасы 3.16-суретте көрсетілген.



3.16-сурет. Заттың толық еру процесінің сұлбасы

Аппарат Н-қа ерітілетін құрастырушы концентрациясы x_F бастапқы қатты дененің ағыны және концентрациясы x_P еріткіш Р келіп кіреді. Еріту нәтижесінде концентрациясы x_L ерітінді L

пайда болады. Материалдық баланс теңдеуінің түрі

$$F + P - L = 0, \quad (3.97)$$

іздеген құрастырушы бойынша

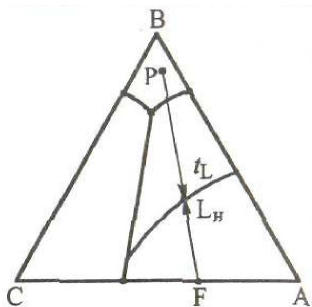
$$F \cdot x_F + P \cdot x_P - L \cdot x_L = 0. \quad (3.98)$$

Осы теңдеулерді қоса шешіп, алынатын ерітіндінің концентрациясын табамыз:

$$x_L = \frac{F \cdot x_F + P \cdot x_P}{F + P}. \quad (3.99)$$

Толық еріту үдерісін жүзеге асыруда жиі еріткіштің ең аз шығынын анықтау мақсаты туады. Егер (3.99) теңдеуінде x_L концентрациясын қанығу концентрациясына x_K тең деп алсақ, онда одан табуға болады $P=P_H$:

$$P_H = F \frac{x_F - x_H}{x_H - x_P}. \quad (3.100)$$



3.17-сурет. Бинарлы қатты заттың толық еруі

Бір құрастырушы затты толық ерітуде қаныққан ерітіндідегі оның концентрациясын x_K тепе-теңдік диаграммасынан немесе заттың еріткіштік қисығы бойынша анықтауға болады.

Бинарлы қоспалардың толық ерігіштік үдерісін фазалар диаграммасының концентрациялар үш бұрыш жазықтығына

проекциялар қолданумен есептеу ыңғайлы (3.17-сурет).

Суретте А және С құрастырушылардан тұратын F бинарлы қоспаның Р еріткішін пайдалану арқылы (еріткіш таза болса, Р нүктесі В нүктесімен сәйкес) толық еріту үдерісі көрсетілген. Қаныққан ерітіндінің L_k құрамы араласу сызығы (PF) мен еріту изотермасының (t_L) қиылысу нүктесінде болады. Қаныққан ерітінді алу үшін еріткіш шығынын иін ережесі бойынша жеңіл анықталады

$$L_n = F \frac{\overline{FL_n}}{PL_n}. \quad (3.101)$$

3.7. Адсорбция үдерісі

Адсорбция деп газды қоспалардан қандай да бір газды, немесе ерітінділерден қандай да бір ерітілген затты қатты сіңіргіштер (адсорбенттер) көмегімен бөліп алу үдерісін айтады.

Адсорбция мүмкіндігін атап айтсақ, оның көмегімен қоспадан құнды компоненттерді толықтай бөліп алуға болады, газдар түбегейлі тазаланады. Сондықтан өндірісте адсорбциялық айырып алу және тазалау тәсілдері кең түрде қолданылады. Адсорбция үдерісін химиялық технологияның әртүрлі салаларында қоспаларды айыру үшін қолданады.

Газды фаза мен адсорбент араларында тепе-теңдік орныққанда, концентрация берілген шартқа сәйкес өзінің шегіне жетеді. 1 кг адсорбенттегі (немесе 1 см³) сорбтивтің (сіңірілетін заттың) ең шекті мөлшері адсорбенттің сіңірілетін затпен толық қаныққанын білдіреді, оны статикалық сыйымдылық немесе адсорбенттің статикалық активтілігі деп атайды. Статикалық сыйымдылық адсорбенттің құрылысына, сіңірілетін заттың табиғатына (қасиеттеріне) және оның газды фазадағы парциалдық қысымына (концентрацияға) және температураға байланысты.

Сорбтивтің екі фазадағы тепе-теңдік концентрацияларын сипаттайтын тендеулер, изотермиялық адсорбция тендеулері деп аталады.

Адсорбенттер. Техникада адсорбенттер ретінде кеуектілігі өте жоғары, яғни өте көп меншікті беті бар қатты заттар

пайдаланылады.

Өте көп таралған адсорбенттер ретінде силикагель (кремний қышқылының гелі), белсенді көмірлер (ағаш, сүйек...), күкірт қышқылымен белсендірілген саз балшықтар, т.б. да басқа заттар алынады. 1 г белсендірілген көмірдің меншікті бегі 200–1000 м², силикагельдікі –500 м² және одан жоғары болады.

Адсорбенттерді көбінесе түйіршікті дән түрінде жасайды. Олардың түрі дұрыс емес немесе дұрыс сфералық түрде болып, 2–8 мм өлшемді болып келеді. Кейде өлшемдері 50–200 мкм шаң түріндегі адсорбенттерді дайындайды. Арнайы – синтетикалық цеолиттер (молекулалық елек) өлшемдері молекулалардың өлшемдеріндей болып келетін адсорбенттер де болады.

Адсорбция үдерісі адсорбенті бар қабатынан булы-газды қоспа ағыны өтетін аппараттарда (адсорберлерде) жүзеге асады.

Адсорбция үдерісіндегі тепе-теңдік. Адсорбция үдерісі кезінде адсорбенттің бетінде сіңірілетін зат молекулаларының топталуы ван-дер-ваальс күштері әсерінен болады.

Массаөтудің негізгі жағдайларына байланысты адсорбция кезіндегі тепе-теңдік қатынастар, сіңірілетін заттың адсорбенттегі концентрациясы және булы-газды қоспадағы немесе ерітіндідегі оған тепе-теңдіктегі концентрациялары арасындағы байланыстарды сипаттайды. Егер сіңірілетін зат газ немесе бу күйінде болса, онда бу-газ қоспасындағы тепе-теңдік концентрацияны парциалдық қысыммен алмастыруға болады.

Адсорбция кезіндегі тепе-теңдік қатынастар Ленгмюр теңдеуі бойынша

$$\bar{X} = abp / (1 + bp) \quad (3.102)$$

немесе Фрейндлих теңдеуі бойынша жазылады

$$\bar{X} = kp^{\frac{1}{n}}, \quad \text{или} \quad \bar{X} = A\bar{Y}^{\frac{1}{B}}, \quad (3.103)$$

мұндағы $\bar{X}$ – адсорбентпен сіңірілген заттың тепе-теңдік концентрациясы, кг/кг адсорбент; p – булы-газды қоспадағы сіңірілетін заттың тепе-теңдік қысымы, Па; $\bar{Y}$ – булы-газды

қоспадағы немесе ерітіндідегі сіңірілетін заттың тепе-теңдік концентрациясы, кг/кг қоспаның инертті бөлігі; k , n , a , b , A , B – тәжірибе жүзінде анықталатын тұрақтылар.

Адсорбция үдерісіне сіңірілетін заттың табиғаты, температура мен қысым және сіңірілетін зат фазасындағы кірлер үлкен әсерін тигізеді. Мысалы, температура жоғарылауымен тепе-теңдік концентрациясы азаяды, ал қысым жоғарылауымен тепе-теңдік концентрациясы жоғарылайды.

Адсорбенттер статикалық және динамикалық белсенділіктермен сипатталады. Адсорбент үдеріс барысында біраз істеген соң, сіңірілетін затты толығымен сіңіре алмайды, сіңірілетін компоненттің қандай да бір бөлігінің адсорбент қабатынан ары өтіп кетуі басталады. Оны өтіп кету концентрациясы деп атайды. Осы кезден бастап адсорбент қабатынан шыққан булы-газды қоспадағы компоненттің концентрациясы тепе-теңдікке біртіндеп ұмтылады (өседі). Осы өтіп кетуге дейінгі адсорбенттің бірлік массасымен сіңірілген зат мөлшері адсорбенттің динамикалық белсенділігін анықтайды, ал үдеріс басынан тепе-теңдік орнағанға дейінгі адсорбенттің бірлік массасымен сіңірілген зат мөлшері статикалық тепе-теңдік белсенділікті анықтайды.

Адсорбция үдерісінің материалдық балансы. Адсорбция үдерісі мезгілдік немесе үздіксіз болуы мүмкін. Оның материалдық балансы барлық массаөту үдерістеріне ортақ теңдеулермен өрнектеледі.

$$GdY=LdX, \quad (3.104)$$

мұндағы G – булы-газды фазаның немесе ерітіндінің шығыны, кг инертті бөлік/сағ; L – адсорбенттің шығыны, кг белсенді бөлік/сағ; Y – булы-газды фазадағы немесе ерітіндідегі сіңірілетін заттың жұмыстық концентрациясы, кг/кг инертті бөлік; X – адсорбенттегі сіңірілетін заттың жұмыстық концентрациясы, кг/кг адсорбент.

Адсорбция үдерісінің кинетикасын есептегенде, көбінесе массаөтудің негізгі теңдеуі қолданылады

$$dM=K_{yv} (Y-Y^*)dVd\tau.$$

Шарт бойынша $K_{yv} = \beta_{yv}$ деп алады, онда адсорбция үдерісі үшін β_{yv} -ні ұқсастықтар теңдеулері арқылы анықтауға болады. Мысалы, жалған сұйытылған ұсақ дәнді адсорбенттер үшін β_{yv} -нің мәнін мына теңдеуден анықтауға болады:

$$Nu = 46,25 \cdot 10^{-6} Re^{1,65}. \quad (3.105)$$

Жылжымалы дәнді адсорбенттері бар адсорберді есептегенде, аппаратқа енгізілген дәнді адсорбент стерженді күйде жоғарыдан төмен қарай жылжып, тізбектеле $h_{\text{сұлт}}$ биіктікті суыту аймағынан, h биіктікті адсорбция аймағын, және h_D биіктікті десорбция мен қыздыру аймағынан өтеді. Сонда аппараттың жұмыстық бөлігінің жалпы биіктігі:

$$H = h_{\text{сұлт}} + h + h_D. \quad (3.106)$$

Қажетті фазалық әрекеттесу беті осы үдеріс үшін массаалмасудың негізгі теңдеуінен анықталады:

$$F = \frac{M}{\beta \Delta Y_{op}}; \quad \Delta y_{op} = \frac{(y_{\bar{\delta}} - y_c)}{\int_{y_c}^{y_{\bar{\delta}}} \frac{dy}{y - y^*}},$$

мұндағы M – адсорбцияланатын заттың мөлшері; β – массаберу коэффициенті; $y_{\bar{\delta}}$ – газды қоспадағы адсорбцияланатын заттың бастапқы концентрациясы; y_c – газды қоспадағы адсорбцияланатын заттың соңғы концентрациясы; y^* – тепе-теңдік концентрациясы.

3.8. Ион алмасу үдерістері

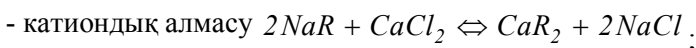
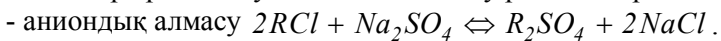
Ион алмасу үдерістері өз иондарын ерітіндідегі иондарға алмастыра алатын қасиеттері бар сорбент иониттердің электролит ерітінділерімен әрекеттесуі.

Иониттердегі ион алмасу эквивалентті мөлшерде жүреді және қайтымды, сондықтан электролит ерітіндісі мен иониттің қатты фазасының ион алмасуын қарапайым реакция түрінде жазуға болады. Ион алмасуға көптеген табиғи қосылыстармен

катар синтетикалық заттар да септігін тигізе алады. Соңғылардың ішінде шәйірлер ерекше орында.

Олар табиғи немесе синтетикалық ион алмасу шайырлары болып бөлінеді (аниониттер мен катиониттер).

Иониттер әрекеттесуінің негізгі алмасу реакциялары:



мұндағы R – қозғалғыш ионмен байланысты ионит молекуласы.

Синтетикалық ион алмасу шайырларының пайда болуының нәтижесінде ион алмасу үдерістері өндірісте кең қолданыс тапты.

Ион алмасу шәйірлерін жасау сызықты жоғарғы молекулярлы қосылыс – полистиролды «сшивание» жолымен активті топшалары бар үшөлшемді жоғары молекулярлы каркас түзе отырып, суда және басқа да еріткіштерде ерімейтін қатты органикалық полимерін синтездеу болып отыр.

Құрғақ ион алмасу шәйірі ионит болып табылмайды. Ол ісінгеннен кейін ионит болады. Суда фиксирленген иондардың матрицамен байланысқан жылжымалы және жылжымайтын противоиондардың түзілуімен ионогенді топтардың диссоциациясы жүреді. Ион алмасу шәйірлерінің электролит ерітіндісімен әрекеттескенде, противоиондар эквивалентті мөлшерде ерітіндідегі иондармен алмасады.

Ион алмасу үдерісін жүргізу үшін тепе-теңдікті оңға жылжыту қажет немесе ион алмасудың химиялық реакциясының тепе-теңдік константасы бірден өте жоғары болу қажет.

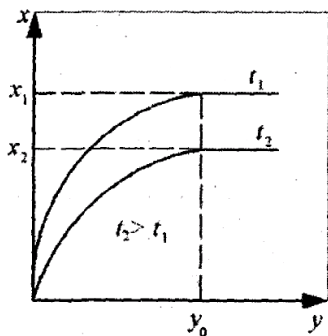
Иониттер регенерациясы. Электролиттен алынатын катиондармен қаныққан ионит регенерациясы үшін қышқылдар ерітіндісі (мысалы, 5 %-дық HCl ерітіндісі) қолданылады. Ал анионит регенерациясы сілті ерітіндісінде (мысалы, 5 %-дық NaOH ерітіндісі) жүргізіледі.

Регенирлейтін ерітінділердің іздерін жою үшін ионит регенерациясынан кейін, олар толық сумен жуылуы керек.

Ион алмасудағы тепе-теңдік. Адсорбциядағыдай ион алмасудың тепе-теңдігін сипаттайтын ион алмасуда басты сипаттама болып табылатын тепе-теңдік изотермасы суреттеледі. Ион алмасу колонналарын есептегенде, тепе-теңдік

изотермасын орташа қозғаушы күшті анықтауда қолданылады.

Ион алмасудағы тепе-теңдік қатынастары Фрейндлих немесе Ленгмюр теңделерінде қанағаттанарлық сипатталған.



3.18-сурет. Иондық алмасуда тепе-теңдікке температураның әсері

Алмасатын иониттегі иондардың және ерітіндінің арасындағы тепе-теңдік температураға тәуелді (3.18-сурет). Үдерістің шекті температурасы иониттердің термиялық тұрақтылығымен анықталады және жай ионалмасушы шәйірлер үшін 80÷100 °С аспайды.

Ерітіндінің рН-ның тепе-теңдікке әсері әртүрлі: рН артуымен катиониттер артады, а аниониттер үшін төмендейді.

Ион алмасу үдерістерінің материалдық балансы. Ион алмасу үдерісінің материалдық балансы барлық массаалмасу үдерістеріне ортақ теңдеумен сипатталады:

$$G(y_H - y_K) = L(x_K - x_H), \quad (3.107)$$

мұндағы L – ионит мөлшері, кг/сағ; G – еріткіш мөлшері, кг/сағ; x_H , x_K – иониттің бастапқы және соңғы концентрациялары, г/кг; y_H , y_K – жойылған иониттердің бастапқы және соңғы концентрациялары, г/кг.

Ион алмасу үдерісінің кинетикасы. Ион алмасу үдерісі физикалық сорбциядан ерекшеленеді. Бірінші жағдайда молекулалар алмасуы (физикалық адсорбция) жүрсе, екінші жағдайда иондар алмасу жүреді. Иондар алмасуы жеті сатыдан тұратын күрделі үдеріс. Техникалық есептеулерде үдерістің кинетикасы қарапайым түрде алынады.

Химиялық реакцияның жылдамдығы басқа сатыдағы ион тасымалдау үдерістерінен жоғары және ол ион алмасу үдерісінің жылдамдығына әсер етпейді деп болжайды. Негізгі кинетикалық теңдеу:

$$\frac{dM}{Vd\tau} = \beta_Y (y - y^*) \cdot \quad (3.108)$$

Массаберу коэффициентін анықтау үшін келесі эмпирикалық теңдеуді жазуға болады:

$$\frac{\beta_Y d_u^2}{D_u} = 28,4 \left(\frac{w d_u \rho}{\mu} \right)^{0,41}, \quad (3.109)$$

мұндағы β_Y – массаберу коэффициенті; d_u – ионит дәнінің диаметрі, м; D_u – ерітіндіден жойылатын иониттердің диффузиялық коэффициенті, м²/с; w – ерітінді жылдамдығы, м/с; ρ – ерітінді тығыздығы, кг/м³; μ – ерітінді тұтқырлығы, кг/(м·с)

Ион алмасу аппараттары. Ион алмасу аппаратурасын адсорбция үдерісіндегідей классификациялауға болады: жылжымайтын қабатты иониті бар үздіксіз әрекетті аппараттар; жылжымалы қабатты иониттер мен жалған жылжымалы иониттері бар үздікті әрекетті аппараттар.

3.9. Мембраналық үдерістер

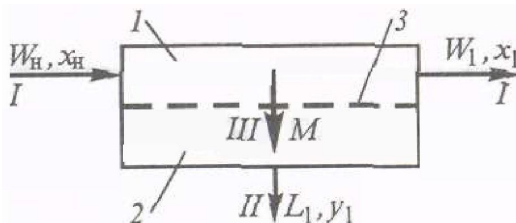
Фазалар арасында зат тасымалдаудың басқа үдерістерінен мембраналық үдерістердің айырмашылығы, мұнда массаалмасуға қатысатын фазалар кеңістігін бөлетін мембраналар болды. Қоспаларды ажыратудың мембраналық әдісі бөлінетін қоспаның әртүрлі компоненттері үшін мембраналардың әртүрлі өткізгіштігіне негізделген.

Мембраналық ажырату үдерістері өндірісте сұйық және газ тәрізді қоспаларды бөлуде, ерітінділерді қоюландыруда, суды тұщытуда, судан оттегін шығаруда, медицинада (жасанды өкпе, бүйрек, қан ажырату, т.б.), металлургияда, биохимияда, тамақ өнеркәсібінде және басқа салаларда кеңінен қолданылады.

Мембраналық ажырату үдерісінің ең басты кемшілігі мембрананың өте үлкен беттерін қолдану керектігі, себебі мембранада массаның молекулярлық тасымалдауының өте баяу үдерістері басым болады.

Мембрана – бұл қатты немесе сұйық қалқа, ол арқылы қоспаның барлығы немесе компоненттердің бір бөлігі өтуі мүмкін. Бірінші жағдайда мембрана өткізгіш деп аталады, ал екінші жағдайда – жартылай өткізгіш деп аталады.

Мембраналық ұяшық – мембраналық ажыратуды іске асыртуға арналған аппарат немесе элемент. Ол бір-бірімен қатынаспайтын екі қабаттан тұрады (3.19-сурет): 1 – 3 мембранамен бөлінген мембрананың үстіңгі қабаты; 2 – мембрана астыңғы қабаты. Ажыратылуға берілетін I-ші ағын өтуші деп аталады, ол мембрана бойымен қозғалады. Ұяшықтан шығарылатын II-ші ағынның берілген жағдайдағы мембранадан өтетін III-ші ағынмен бағыты бір. Ол пермеат деп аталады.



3.19-сурет. Мембраналық ұяшықтың сұлбасы

1 – мембрана үстіндегі кеңістігі; 2 – мембрана астындағы кеңістік;

3 – мембрана

I – өтетін ағын, II – пермеат, III – мембрана арқылы өтетін ағын

Мембраналық ажырату үдерістері екі негізгі параметрмен сипатталады: өтімділігі G және таңдамалылығы ϕ .

Мембрана арқылы өтетін өнімді – пермеат, ал мембрана алдында қалған бөлігін ретант немесе концентрат деп атайды.

Өтімділік G ($\text{кг}/\text{м}^2\text{с}$), немесе меншікті өнімділік мембрананың бірлік бетінен F (м^2) бірлік уақытта τ (с), берілген қозғаушы күште алынған пермеат W ($\text{кг}/\text{с}$) мөлшерін көрсетеді:

$$G = \frac{W}{F\tau} . \quad (3.110)$$

Таңдамалылық ϕ (%) мембраналық ажырату үдерісінің тиімділігін сипаттайды

$$\phi = \left(1 - \frac{c_2}{c_1} \right) \cdot 100 \%, \quad (3.111)$$

мұнда c_1 – бастапқы қоспада таралатын компоненттің концентрациясы; c_2 – пермеатта таралатын компоненттің концентрациясы.

Мембраналық үдерістер және оларды ұйымдастыру тәсілдері.

Диализ – қоспа (ерітінді) компоненттерінің мембрана арқылы концентрациялар айырмасы $\Delta_M = x_i - y_i$ әсерінен диффузиялық өту үдерісі.

Пьезодиализ – ерітіндінің мембрана арқылы қысымдар айырмасы әсерімен диффузиялық өту үдерісі.

Электродиализ – мембрананың екі бетінде қысымдар айырмасы орнына электр потенциал айырмасын ұйымдастырумен жүретін үдеріс.

Осмос – еріген заттың концентрациясы аз аймағынан (y) оның концентрациясы көп аймаққа (x) өткізгіш мембрана арқылы еріткіштің диффузиялық өту үдерісі.

Кері осмос – еріген заттың жоғары концентрациялар аймағынан аз концентрациялар аймағына еріткіштің диффузиялық түрде өту үдерісі.

Үдерісті жүргізу үшін мембрананың үстіңгі аймағында (яғни, ерітіндінің концентрациясы жоғарылау аймағында) осмотикалық қысымнан жоғары қысым ұстау керек.

$$\Delta P = P - \pi_1 . \quad (3.112)$$

Электросмос – электролиттердегі кері осмос үдерісінің аналогы, бірақ бұл жағдайда мембранада қысымдар айырмасы орнына, осмотикалықтан жоғары қысымдар айырмасына эквивалентті потенциалдар айырмасын қояды.

Ультрафилтрация – жоғарыда қарастырылған үдерістерден кеуектер өлшемдері үлкен мембраналардағы қоспаны компоненттерге мембраналық ажырату үдерісі. Әдетте, мұндағы мембрана кеуектерінде диффузия мен адсорбциялық ағыс қатар жүреді. Адсорбциялық ағыс компонентінің қозғаушы күштері – концентрациялар, беттік кернеу, электрлік, магниттік өрістер, т.б. айырмалары болады.

Мембраналық аппараттарды есептеу. Мембраналық аппараттарды технологиялық есептеудің мақсаты мембрананың қажетті бетін анықтау, аппаратқа кіретін және шығатын материалдық ағындарды, олардың таралушы компоненттері бойынша құрамдарын анықтау болып табылады. Әдетте мембраналық үдерістерді тұрақты температура мен қысымда өткізеді. Берілетін мәндер ретінде бастапқы ерітіндінің мөлшері L_0 (кг/с), оның құрамы C_0 (кг/кг), пермеат мөлшері W (кг/с) және оның құрамы C_2 (кг/кг) алынады.

Материалдық баланс теңдеуі

$$L_0 = L + W, \quad (3.113)$$

мұндағы L – ретант шығыны, кг/с.

Таралатын заттар бойынша материалдық баланс теңдеуі

$$L_0 C_0 = L C_1 + W C_2, \quad (3.114)$$

мұндағы C_1 – ретант құрамы, кг/кг.

Теңдеулерді бірлестіре шешіп, ретант құрамын табамыз:

$$C_1 = \frac{L_0 C_0 - W C_2}{L} = \frac{L_0 C_0 - W C_2}{L_0 - W}. \quad (3.115)$$

Пермеат шығуын a арқылы белгілейміз:

$$a = \frac{W}{L_0}. \quad (3.116)$$

Осыған байланысты:

$$C_1 = \frac{C_0 - a C_2}{1 - a}. \quad (3.117)$$

Мембрана таңдамалығын біле отырып және бөліп алатын қоспаның физика-химиялық қасиеттерін ескере отырып, белгілі температура мен қысымға сәйкес келетін мембрананың материалын және қалыңдығын таңдап алуға болады. Таңдап алынған мембрана бойынша анықтамадан мембрана өтімділігінің G мембрана үстіндегі бөлінетін қоспаның құрамы G_1 арасындағы байланысты анықтайды.

$$G = f(C_1). \quad (3.118)$$

G -ны анықтап, жартылай өткізгіш мембрананың бетін F табамыз:

$$F = \frac{W}{G} = \frac{aL_0}{f(C_1)}. \quad (3.119)$$

Мембраналық үдерістерді өткізетін аппараттардың төрт негізгі түрлері болады. Олар мембраналарды қалай төсейтіндігіне байланысты бөлінеді: сүзу элементтері жалпақ камералы аппараттар; сүзу элементтері құбырлы; сүзу элементтері спиральды; қуысты талшықты мембраналар.

3.10. Кептіру үдерісі

Кептіру үдерісі деп ылғалды қатты заттардан ылғалды буландырып бөліп алуды айтады.

Техникада кептіру негізінен екі әдіспен жүргізіледі: а) жанасып кептіру – бұл ылғалды қатты заттарды қабырға арқылы жылутасымалдағышпен қыздырып кептіру үдерісі; б) тікелей кептіру – газбен немесе ауамен ылғалды қатты заттарды тікелей қыздырып кептіру үдерісі.

Осыдан басқа кептіруді кейде жоғары жиіліктегі токпен (диэлектрлік кептіру) немесе инфрақызылды сәулелермен (радиационды кептіру) өткізеді.

Ылғалды ауаның негізгі көрсеткіштері. Кез келген әдіспен кептіруде кептірілетін материал ылғалды газбен (көбінесе ауамен) тікелей жанасуда болады. Сондықтан кептіру үдерістерін қарастырғанда және оларды есептеуде ылғалды ауаның қасиеттерін білу қажет.

Ылғалды ауа құрғақ ауа мен су буының қоспасы болып, мынандай негізгі көрсеткіштермен сипатталады: абсолюттік және салыстырмалы ылғалдылықпен, ылғал мөлшері және энтальпиямен (жылуsыйымдылығымен).

Абсолюттік ылғалдық – 1 м^3 ылғалды ауадағы су буының мөлшерімен (кг) анықталады.

Салыстырмалы ылғалдық деп берілген шарттағы (t, p) 1 м^3 ылғалды ауадағы су буы массасының осы көлемде мүмкіндігінше көп бола алатын су буының массасына (қаныққан бу тығыздығы) қатынасын айтамыз. Мұндағы газ құрамындағы будың мөлшері парциалдық қысымға пропорционал болатындықтан, салыстырмалы ылғалдықты газ құрамындағы су буының парциалдық қысымының $P_{\text{бу}}$, бірдей қысым мен температурадағы қаныққан су буының қысымына $P_{\text{канық}}$ қатынасы арқылы көрсетуге болады:

$$\varphi = \frac{P_{\text{бу}}}{P_{\text{канық}}} \quad \text{немесе} \quad \varphi = \frac{P_{\text{бу}}}{P_{\text{канық}}}, \quad (3.120)$$

мұндағы φ – ауаның қанығу дәрежесі деп аталады.

Ылғалды ауа құрамында болатын және 1 кг абсолюттік құрғақ ауаға келетін су буының массасын (кг) ауаның ылғал мөлшері деп атайды.

$$x = \frac{M_{\text{бу}} P_{\text{бу}}}{M_{\text{к.а}} P_{\text{к.а}}} = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{канық}}}{P - \varphi P_{\text{канық}}}, \quad (3.121)$$

мұндағы $M_{\text{бу}}$ және $M_{\text{к.а}}$ – су буы мен құрғақ ауаның молекулалық массалары, кг/кмоль; P – ылғалды ауаның жалпы қысымы, Па; $0,622$ – ауа мен су буының универсалдық газ тұрақтыларының қатынастары.

Ылғалды ауаның энтальпиясы берілген температурадағы құрғақ ауаның энтальпиясы және су буының энтальпиясының қосындысымен анықталады:

$$I = C_{\text{к.а}} t + x i_{\text{П}}, \quad (3.123)$$

мұндағы $C_{\text{к.а}}$ – абсолюттік құрғақ ауаның орташа меншікті

жылусыйымдылығы; $i_{\text{бу}}$ – су буының энтальпиясы.

Ылғалды термометр температурасы – бұл ылғалды ауаның тұрақты энтальпияда ($I = \text{const}$) қаныққанша суытқандағы қабылдайтын температурасы.

Тәжірибеде ылғалды термометр температурасын анықтау үшін психрометр деген аспапты пайдаланады. Аспап құрғақ және ылғалды термометрлерден тұрады. Ылғалды термометр ыдысы дымқыл гигроскопиялық матамен қапталады, одан ылғал буланып тұрады.

Кептіру үдерісінің материалдық балансы. Кептіру үдерісінің материалдық балансын былай жазуға болады:

$$G_6 = G_c + W. \quad (3.124)$$

Кептірілген заттар бойынша

$$G_c(100 - w_6) = G_c(100 - w_c),$$

немесе

$$G_6 \frac{100 - w_6}{100} = G_c \frac{100 - w_c}{100}, \quad (3.125)$$

мұндағы G_6 – кептіруге түскен ылғалды заттың шамасы, кг/сағ; G_c – кептірілген заттың шамасы, кг/сағ; w_6 – бастапқы заттың ылғалдығы, масса %; w_c – соңғы заттың ылғалдығы, масса %; W – кептіру кезінде бөлінетін ылғал мөлшері, кг/сағ.

(3.124) теңдеуі ағындардың материалдық балансын сипаттайды, ал (3.125) теңдеуі абсолюттік құрғақ заттың материалдық балансын көрсетеді және осы теңдеуден:

$$G_6 = G_c \frac{100 - w_c}{100 - w_6}, \quad (3.126)$$

$$G_c = G_6 \frac{100 - w_6}{100 - w_c}. \quad (3.127)$$

Әдетте теңдеудің материалдық балансын құру буланып

біткен ылғалдың мөлшерін анықтау мақсатында жасалады

$$W = G_{\bar{\sigma}} - G_c . \quad (3.128)$$

(3.128) теңдеуіне $G_{\bar{\sigma}}$ -ің мәнін (3.127) теңдеуінен қойып, аламыз

$$W = G_{\bar{\sigma}} \frac{w_{\bar{\sigma}} - w_c}{100 - w_c} , \quad (3.129)$$

немесе (3.128) теңдеуіне $G_{\bar{\sigma}}$ -ің мәнін (3.126) теңдеуінен қойып, табамыз

$$W = G_c \frac{w_{\bar{\sigma}} - w_c}{100 - w_{\bar{\sigma}}} . \quad (3.130)$$

Кептіру үдерісінің жылу балансы. Жанаспалы кептіргіштің жылулық балансын құру үшін келесі белгілеулерді қабылдаймыз: D – кептіруге жұмсалатын қыздырғыш будың мөлшері, кг/с; $I_{\kappa\bar{\sigma}}$ – қыздырғыш будың энтальпиясы, Дж/кг; t_c – қыздырғыш будың конденсациялану температурасы, °С; G_m – кептірілген материалдың мөлшері, кг/с; W – кептіріліп біткен ылғалдың мөлшері, кг/с; c_m – материалдың жылу-сыйымдылығы, Дж/(кг·К); $c_{\bar{\sigma}}$ – ылғалдың жылусыйымдылығы, Дж/(кг·К); $I_{\bar{\sigma}}$ – әкетілетін ылғалдың су буының энтальпиясы, Дж/кг; $\Theta_{\bar{\sigma}}$ – кептірілетін материалдың бастапқы температурасы, °С; Θ_c – кептірілетін материалдың соңғы температурасы, °С; $Q_{\text{ж}}$ – қоршаған ортаға жоғалған жылу, Вт.

Кептірілуге түсетін материалды кептірілген материал мен буланған ылғалдың қосындысы ретінде қабылдап, жанаспалы кептіргіштің жылулық балансын құрамыз:

$$DI_{\kappa\bar{\sigma}} + G_m c_m \Theta_{\bar{\sigma}} + W c_{\bar{\sigma}} \Theta_{\bar{\sigma}} = D c_{\bar{\sigma}} t_c + G_m c_m \Theta_c + W I_{\bar{\sigma}} + Q_{\text{ж}} . \quad (3.131)$$

Жанаспалы кептіргішке кететін қыздырғыш будың шығынын төмендегі теңдеуден анықтайды:

$$D = \frac{G_m c_m (\Theta_c - \Theta_{\bar{\sigma}}) + W (I_{\bar{\sigma}} - c_{\bar{\sigma}} \Theta_{\bar{\sigma}}) + Q_{\text{ж}}}{I_{\kappa\bar{\sigma}} - c_{\bar{\sigma}} t_c} . \quad (3.132)$$

Кептіргіштердің құрылысы. Кептіру кезіндегі ең

карапайым әдіс – кептіру камерасынан қыздырылған ауаның бір-ақ рет өтуі. Бұдан басқа кептірудің көптеген әдістері өндірісте қолданылады: а) ауаның кептіру аралығында бірнеше рет қыздырылуымен өтетін үдеріс; б) кептіру аймағынан шыққан ауаның бір бөлігі қайта кептіруге берілетін әдіс; в) (б) әдісі, тек (а) әдісіндегідей бірнеше рет қыздырылады; г) жабық айналмалы кептіру газы ортасында өтетін үдеріс.

Кептіру үдерісінде қолданылатын аппараттарды жалпы түрде төмендегідей бөлуге болады:

Жай немесе қабырға арқылы өтетін кептіру: а) кептіру шкафы; б) араластырғышты кептіргіш; в) вакуумды кептіргіш.

Газды жылу тасымалдағыштар арқылы өтетін кептіру: а) барабанды кептіргіш; б) камералы кептіргіш; в) ленталы кептіргіш; г) тунельді кептіргіш; д) инфрақызыл сәулелі кептіргіш; ж) шашыратқыш кептіргіш.

3.11. Кристалдандыру үдерісі

Кристалдану деп қатты фазаның кристалл түрінде ерітіндіден және балқымадан бөліну үдерісін айтады. Кристалдану қатты затты таза күйінде алу үшін қолданылады.

Ерітіндіден кристалдандыру қатты заттардың шектелген ерігіштігіне негізделген. Белгілі температурада құрамында максималды еріткіші бар ерітінді – қаныққан, құрамында еріген заты өте көп ерітінді аса қаныққан, ал құрамында еріген заты аз ерітінді – қанықпаған деп аталады. Аса қаныққан ерітінді тұрақты емес, олардан артық мөлшерде еріген зат бөлініп кетеді, яғни кристалданады. Кристалдары бөлінген ерітінді қаныққан ерітіндіге айналады.

Қанықпаған ерітінділер тұрақты болады, бірақ оларға қатты заттарды қосқанда, қатты заттар ерітінді қаныққанға дейін ери береді.

Кристалдану үдерісінің тепе-теңдігі. Бинарлы жүйелер үшін Гиббстің фазалар ережесі жалпы түрде былай жазылады: $E = 2 - \Phi + 2 = 4 - \Phi$.

Осыдан екі компонентті жүйелерде тепе-теңдікте болатын фазалардың ең көп саны төрттен аспайтындығы көрінеді. Тепе-

теңдікте бір мезгілде төрт фаза болатын болса, жүйе инвариантты болады ($\Phi=4$; $E=0$). Төрт фазалы тепе-теңдікті көрсететін нүктені төрттік нүкте деп атайды. Жүйеде үш фазаның тепе-теңдігі болса, ондай жүйе моновариантты ($\Phi=3$; $E=1$); екі фазалық тепе-теңдікте дивариантты ($\Phi=2$; $E=2$); бір фаза болса үшвариантты ($\Phi=1$; $E=3$) болады.

Кристалдандырудың материалдық балансы.

Кристалдандыру үдерісінің материалдық балансы заттардың жалпы ағыны бойынша былай жазылады:

$$G_{\text{б}} = G_{\text{кр}} + G_{\text{ан}} + W, \quad (3.133)$$

мұндағы $G_{\text{б}}$, $G_{\text{мат}}$ – бастапқы және аналық (соңғы) ерітінділер шығыны; кг/с; $G_{\text{кр}}$ – кристалл шығыны; кг/с W – буланған су шығыны, кг/с.

Сусыз заттар бойынша баланс

$$G_{\text{б}}x_{\text{б}} = G_{\text{кр}}K_m + G_{\text{ан}}x_{\text{ан}}, \quad (3.134)$$

мұндағы $x_{\text{б}}$ және $x_{\text{ан}}$ – бастапқы және аналық (соңғы) ерітінділердегі тұз концентрациясы; масс. үлес; K_m – сусыз тұз және кристаллогидраттың молекулалық массаларының қатынасы, $K_m = M/M_{\text{г}}$ (сусыз кристалдар үшін $K_m = 1$).

Алынатын дайын өнімнің мөлшерін (3.133) және (3.134) теңдеулерді бірлесе шешіп табады:

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_{\text{б}}(x_{\text{б}} - x_{\text{ан}}) + Wx_{\text{ан}}}{K_m - x_{\text{ан}}}. \quad (3.135)$$

Кристалдандырудың жылу балансы. Изогидрлік кристалдандыру үдерісінің жылулық балансы жылу ағындарының тепе-теңдігі негізінде жазылуы мүмкін:

$$G_{\text{е}}c_{\text{е}}t_{\text{е}} + G_{\text{кр}}q + Q_{\text{бe}} = G_{\text{ан}}c_{\text{ан}}t_{\text{ан}} + G_{\text{кр}}c_{\text{кр}}t_{\text{с}} + WH_{\text{еб}} + Q_{\text{ж}},$$

мұндағы G_e , $G_{ан}$ – бастапқы ерітінді мен аналық ерітінді шығыны, кг/с; c_e , $c_{ан}$ – бастапқы ерітінді мен аналық ерітінді жылуыйымдылығы, Дж/(кг·К); t_e , $t_{ан}$ – бастапқы ерітінді мен аналық ерітінді температурасы; W – буланған су бойынша өнімділік, кг/с; $H_{еб}$ – екіншілік бу энтальпиясы, Дж/кг; q – кристалдандыру жылуы; $Q_{ж}$ – қоршаған ортаға жоғалатын жылу.

Изогидрлік кристалдандыру үдерісі үшін жылу балансы

$$G_e c_e t_e + G_{кр} q = G_{ан} c_{ан} t_{ан} + G_{кр} c_{кр} t_c + Q_{сұйыт} + WH_{еб} \pm Q_{ж}.$$

Бұл теңдеудегі $WH_{еб}$ еріткіштің жартылай булануынан болатын ерітіндінің суытылуын ескеретін шама. Жақындатылған есептеулерде $W = 0$ деп алады.

Кристаллизаторлар. Өндірісте қолданылатын кристаллизаторларды үш топқа бөлуге болады: изогидрлік, вакуумдық және буландырғыш. Бұлардың қайсысын таңдау көптеген факторларға: өндірістің жалпы технологиялық нобайы, ерітіндінің физика-химиялық қасиеттері, өнімділігі, т.б. байланысты болады.

3.12. Массалмасу үдерістеріне есептеулер

1-есеп. Зат концентрациясын анықтау

Сұйық коспаның құрамында 71,8 % (мол.) толуол және 28,2 % (мол.) (CCl_4) бар. Толуолдың салыстырмалы массалық концентрациясын X (кг толуол/кг CCl_4) және оның көлемдік массалық концентрациясын C_x -ті (кг/м³) анықтау керек.

Шешуі. Толуолдың салыстырмалы массалық концентрациясы:

$$X = \frac{M_{тол} \cdot x}{M_{CCl_4} \cdot (1-x)},$$

мұндағы $M_{мол} = 92$ кг/кмоль; $M_{CCl_4} = 154$ кг/кмоль; x – толуолдың мольдік үлесі.

$$X = (92 \cdot 0,718) / 154 \cdot 0,282 = 1,52 \text{ кг толуол/кг CCl}_4.$$

Толуолдың көлемдік массалық концентрациясын есептеу:

$$C_x = \rho_{\text{см}} \cdot x',$$

мұндағы x' – массалық үлес, ал $\rho_{\text{кoc}} = \frac{1 + X}{X/\rho_{\text{мол}} + 1/\rho_{\text{CCl}_4}}$,

$$\rho_{\text{мол}} = 870 \text{ кг/м}^3; \quad \rho_{\text{CCl}_4} = 1630 \text{ кг/м}^3,$$

$$\rho_{\text{кoc}} = 2,52 / (1,52/870 + 1/1630) = 1067,4 \text{ кг/м}^3,$$

$$x'_{\text{тол}} = X / (1 + X); \quad X = 1,52/2,52 = 0,6.$$

Осыдан

$$C_x = 1067,4 \cdot 0,6 = 644 \text{ кг/м}^3.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Толуол % (мол.)	62,5	57,3	53,2	59,5	61,4	73,4	80,5	77,3	83,1	79,7
CCl ₄ % (мол.)	37,5	42,7	46,8	40,5	38,6	26,6	19,5	22,7	16,9	20,3
Нұсқ. №	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Толуол % (мол.)	67,8	65	71,8	76,4	85	68,3	51	53,4	43	50
CCl ₄ % (мол.)	32,2	35	28,2	23,6	15	31,7	49	46,6	77	50
Нұсқ. №	22	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Толуол % (мол.)	61,5	58,3	58,2	57,5	65,4	77,4	85,5	76,3	82,1	89,7
CCl ₄ % (мол.)	38,5	41,7	42,8	42,5	34,6	22,6	14,5	23,7	17,9	10,3

2-есеп. Ауаның парциалдық қысымын, ауалы-булы қоспадағы будың көлемдік және массалық үлесін және оның салыстырмалы массалық концентрациясын анықтау

Атмосфералық қысымдағы ауа 27 °С-да су буымен қаныққан. Қоспаның екі компонентін де идеалды газ деп есептеп, ауаның парциалдық қысымын, ауалы-булы қоспадағы будың көлемдік және массалық пайыздық үлесін және оның салыстырмалы массалық концентрациясын анықтау керек. Атмосфералық қысым 745 мм сын. бағ. тең. Ауалы-булы қоспаның тығыздығын анықтап, оны ауаның тығыздығымен салыстыру керек.

Шешуі. Температурасы 27 °С-ғы қаныққан су буының қысымы 26,7 мм сын. бағ. тең. Бұл қысымдағы ауалы-булы қоспадағы су буының парциалды қысымы мынаған тең болады:

$$p_{\text{ауа}} = P - p_{\text{бу}} = 745 - 26,7 = 718,3 \text{ мм сын. бағ.}$$

Қоспадағы су буының мольдік (көлемдік) үлесі:

$$y = p_{\text{бу}} / P = 26,7 / 745 = 0,036.$$

Будың массалық үлесі:

$$y' = \frac{M_{\text{бу}} \cdot y}{M_{\text{бу}} \cdot y + M_{\text{ауа}} \cdot (1 - y)} = \frac{18 \cdot 0,036}{18 \cdot 0,036 + 29 \cdot (1 - 0,036)} = 0,023.$$

Салыстырмалы массалық концентрация:

$$Y = \frac{y'}{1 - y'} = \frac{0,023}{1 - 0,023} = 0,024 \text{ кг бу/кг ауа.}$$

Ауалы-булы қоспаның тығыздығын, әрқайсысы өзінің парциалдық қысымында алынған компоненттер тығыздықтарының қосындысына тең деп есептейміз:

$$\begin{aligned} \rho_{\text{қос}} &= \rho_{\text{ауа}} + \rho_{\text{бу}} = \frac{T_0 \cdot (M_{\text{ауа}} p_{\text{ауа}} + M_{\text{бу}} p_{\text{бу}})}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \\ &= \frac{273 \cdot (29 \cdot 718,3 + 18 \cdot 26,7)}{22,4 \cdot 300 \cdot 760} = 1,139 \text{ кг/м}^3. \end{aligned}$$

Қоспаның тығыздығын басқа жолмен де анықтауға болады. Қоспаның мольдік массасы:

$$M_{\text{қос}} = M_{\text{бу}} \cdot y + M_{\text{ауа}}(1-y) = 18 \cdot 0,036 + 29 \cdot (1-0,036) = 28,6 \text{ кг/кмоль.}$$

$P=745$ мм сын. бағ. және $t=27$ °C температурадағы қоспаның тығыздығы

$$\rho_{\text{қос}} = \frac{M_{\text{қос}} \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \frac{28,6 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 300 \cdot 760} = 1,139 \text{ кг/м}^3.$$

Сол қысым мен температурадағы құрғақ ауаның тығыздығы:

$$\rho_{\text{қ.ауа}} = \frac{M_{\text{ауа}} \cdot P \cdot T_0}{22,4 \cdot T \cdot P_0} = \frac{29 \cdot 745 \cdot 273}{22,4 \cdot 300 \cdot 760} = 1,155 \text{ кг/м}^3.$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$t_{\text{бер.}}^{\circ}\text{C}$	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
$P_{\text{су.бу, мм.сын.бағ}}$	12,8	13,6	14,5	15,5	16,5	17,5	18,0	19,8	21,1	22,4
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$t_{\text{бер.}}^{\circ}\text{C}$	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34
$P_{\text{су.бу, мм.сын.бағ}}$	23,8	25	26,7	28,3	30	32	34	36	38	40
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$t_{\text{бер.}}^{\circ}\text{C}$	24	23	22	21	20	19	18	17	16	15
$P_{\text{су.бу, мм.сын.бағ}}$	23,8	25	26,7	28,3	30	32	34	36	38	40

3-есеп. Массажу коэффициенттерін анықтау

$P_{\text{абс}}=2,82$ кгс/см² қысым астында жұмыс істейтін, массаалмасу аппаратындағы массаберу коэффициенттерінің шамалары мынаған тең:

$$\beta_y = 1,07 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \text{сағ} (\Delta y=1)}, \quad \beta_x = 22 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \text{сағ} (\Delta x=1)}.$$

Газ бен сұйық фазалардың тепе-теңдік құрамдары Генри заңымен сипатталады, яғни, тепе-теңдік жағдайда сұйық үстіндегі булы-газды қоспадағы компоненттің парциалды қысымы мына теңдеумен өрнектеледі:

$$p^* = 0,08 \cdot 10^6 \cdot x,$$

мұндағы x – сұйықтағы компоненттің мольдік үлесі.

Есептен массаөту коэффициенттері K_y пен K_x -ті анықтау керек және сұйық фазаның диффузиялық кедергісі, газды фазаның диффузиялық кедергісінен қаншалықты өзгешеленетіндігін есептеу керек.

Шешуі. Есептің шарты $\Delta y = y^* - y = 1$, $\Delta x = x - x^* = 1$ жағдайында есептейміз. Идеалды газдардың қоспасындағы кез-келген компоненттің мольдік үлесі, Клапейрон мен Дальтон заңдарына сәйкес, мына теңдеумен өрнектеледі: $y = p/P$, тепе-теңдік жағдайында $p^* = y^* \cdot P$.

Осыдан

$$y^* = p^*/P = \frac{0,08 \cdot 10^6 \cdot x}{2,82 \cdot 735} = 38,6 \cdot x,$$

яғни, теңдеуді $y^* = m \cdot x$ күйіне келтірдік.

Массаөту коэффициенттерін табамыз:

$$K_y = \frac{I}{1/\beta_y + m/\beta_x} = \frac{1}{1/1,07 + 38,6/22} = 0,372 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \text{сac} (\Delta y=1)},$$

$$K_x = \frac{I}{1/m\beta_y + 1/\beta_x} = \frac{1}{1/(38,6 \cdot 1,07) + 1/22} = 14,35 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \text{сac} (\Delta x=1)}.$$

Тексеру: $m = K_x/K_y = 38,6$.

Сұйық пен газ фазаларының диффузиялық кедергілерінің қатынастары:

$$\frac{m}{\beta_x} / \frac{1}{\beta_y} = 1,755/0,935 = 1,877.$$

Яғни, сұйық фазаның диффузиялық кедергісі газды фазаның диффузиялық кедергісіне қарағанда 1,877 есе көп.

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$P_{абс}, \text{кгс/см}^2$	3,75	4,27	4,68	4,05	3,36	2,66	1,95	2,27	1,69	2,03
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$P_{абс}, \text{кгс/см}^2$	3,22	3,5	2,82	2,36	0,5	3,17	4,9	4,66	7,7	5,0
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$P_{абс}, \text{кгс/см}^2$	3,42	3,15	2,48	2,86	0,45	3,67	4,19	4,56	7,74	5,08

4-есеп. Абсорбенттің ең аз шығынын есептеу

Аммиактың ауадағы қоспасынан ажырату дәрежесі 95 %-ға тең болатын аммиакты ажыратып алуға қажетті абсорбенттің ең аз шығынын есептеу керек. Аммиактың бастапқы концентрациясы 0,05 мольдік үлес. Абсорбент-судың бастапқы температурасы 20 °С. Газды фазаның шығыны 15,5 моль/с. Аммиактың судағы дифференциалды еру жылуы $q_e = 35000$ Дж/моль.

Шешуі. Кететін газдағы аммиактың соңғы концентрациясын анықтауды мына теңдіктен табамыз:

$$\varphi = \frac{y_{\delta} - y_c^*}{y_{\delta} - y_c}$$

мұндағы y_c^* – бастапқы абсорбентпен тепе-теңдіктегі аммиактың газдағы концентрациясы. Бастапқы абсорбентте аммиак болмағандықтан $x_c = 0$.

Сөған сәйкес $y_c^* = 0$. Сонда

$$y_c = y_{\delta} \cdot (1 - \varphi) = 0,05 \cdot (1 - 0,95) = 0,0025.$$

Мольдік үлестерді салыстырмалы концентрацияға (моль.) айналдыру:

$$Y_{\delta} = y_{\delta} / (1 - y_{\delta}) = 0,05 / (1 - 0,05) = 0,0526;$$

$$Y_c = y_c / (1 - y_c) = 0,0025 / (1 - 0,0025) = 0,0025.$$

Жалпы жағдайда газды фазаның тепе-теңдіктік құрамы аммиақтың сұйықтағы концентрациясына және температураға тәуелді болады. Газды фазадағы аммиақтың тепе-теңдіктік концентрациясы мен x арасындағы байланыс:

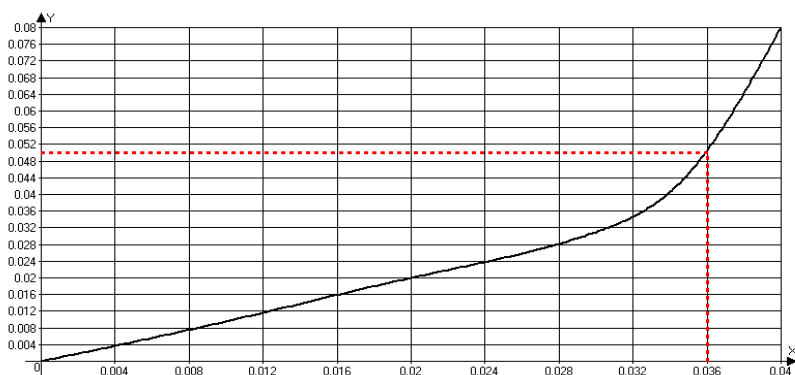
x	0	0,01	0,02	0,03	0,035	0,04
y	0	$9,55 \cdot 10^{-3}$	$2,0 \cdot 10^{-2}$	$3,1 \cdot 10^{-2}$	$4,5 \cdot 10^{-2}$	$8,0 \cdot 10^{-2}$

Қарастырылып отырған жүйе үшін осы мәндер бойынша тепе-теңдік сызығы тұрғызылады (3.20-сурет).

Абсорбенттің ең аз шығынын есептейміз

$$L_{min} = G \cdot \frac{y_{\delta} - y_c}{x_c^* - x_{\delta}}$$

мұндағы x_c^* – аппаратқа кіретін газ ағынына тепе-теңдіктегі сұйықтың концентрациясы.



3.20-сурет. Сұйықтың ауыспалы температурасы (абсорбция политермасы) кезіндегі Ауа- NH_3 -су жүйесіндегі тепе-теңдік сызығы

3.20-суреттен $x_c^* = 0,036$ екендігін табамыз. Сонда

$$L_{min} = \frac{15,5 \cdot (0,05 - 0,0025)}{0,036 - 0} = 20,45 \text{ моль/с.}$$

Аппараттың кез-келген қимасындағы абсорбенттің температурасын есептеу үшін, газды фаза мен сұйық фаза арасындағы жылуалмасуды есепке алмай, аппараттың жоғарғы жағына жылу балансының тендеуін жазамыз:

$$L \cdot q_e \cdot (x - x_0) = c_{аб} \cdot (t - t_0) \cdot L,$$

мұндағы $c_{аб}$ – абсорбенттің жылу сыйымдылығы, $c_{аб}=75,4$ Дж/(мольК).

$$t = t_0 + q_e / c_{аб} (x - x_0),$$

Осыдан x -тың мәндеріне байланысты, берілген жағдайға сәйкес келетін, сұйықтың температурасын анықтауға болады.

Берілген $x = 0,036$ үшін

$$t = 20 + (35000 / 75,4) \cdot (0,036 - 0) = 36,71 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Нұсқалар

Нұсқ..№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
У _б , мол. үлес	0,05	0,04	0,02	0,06	0,05	0,08	0,08	0,01	0,03	0,08
G, моль/с	60,2	73,6	54,5	45,5	86,5	37,5	68,6	59,8	21,1	12,8
Нұсқ..№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
У _б , мол. үлес	0,06	0,07	0,05	0,04	0,03	0,01	0,02	0,08	0,01	0,04
G, моль/с	13,6	14,5	15,5	16,5	17,5	18,6	19,8	31,1	58,8	36,7
Нұсқ..№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
У _б , мол. үлес	0,06	0,07	0,05	0,04	0,03	0,01	0,02	0,08	0,01	0,04
G, моль/с	60,2	73,6	54,5	45,5	86,5	37,5	68,6	59,8	21,1	12,8

5-есеп. Скруббердің диаметрін және биіктігін анықтау

Ауадағы ацетон буын сіңіру үшін скрубберге 2376 кг/сағ мөлшерінде су беріледі. Скруббердегі орташа температура 20 °С. Скрубберге құрамында 5,03 % (көлемдік) ацетоны бар, ауа мен ацетон буының қоспасы атмосфералық қысымда

беріледі. Бұл қоспадағы таза ауаның мөлшері $1400 \text{ м}^3/\text{сағ}$ (қалыпты жағдайда). Скрубберде ацетонның 98% -ы сіңіріледі.

Тепе-теңдік сызығының теңдеуі $V^* = 1,68 \cdot X$.

Мұндағы X және V^* – бір кмоль судағы немесе ауадағы ацетонның кмоль концентрациясы.

$25 \times 25 \times 3$ мм керамикалық сақиналы қондырмамен толтырылған скруббердің диаметрін және биіктігін анықтау қажет. Газдың жылдамдығын тұншығу жылдамдығынан 25% кем қабылдау керек.

Массаөту коэффициенті $K_y = 0,4 \left(\text{м}^2 \text{сағ} \frac{\text{кмоль ацетон}}{\text{кмоль ауа}} \right)$, ал қондырманың сұйықтану коэффициентін 1-ге тең деп қабылдаймыз.

Шешуі. Сіңірілген ацетон мөлшері:

$$M = \frac{V_{\text{газ}} \cdot y_T \cdot c_{\text{п}}}{(1 - y_T) \cdot 22,4} = \frac{1400 \cdot 0,0503 \cdot 0,98}{(1 - 0,0503) \cdot 22,4} = 3,24 \text{ кмоль/сағ},$$

мұндағы $c_{\text{п}} = 0,98$ – сіңірілу дәрежесі.

Скруббердің жоғарғы жағынан берілетін судағы ацетонның соңғы концентрациясы $X_{\text{жс}} = 0$.

Скруббердің төменгі жағынан шығатын судағы ацетонның соңғы концентрациясы:

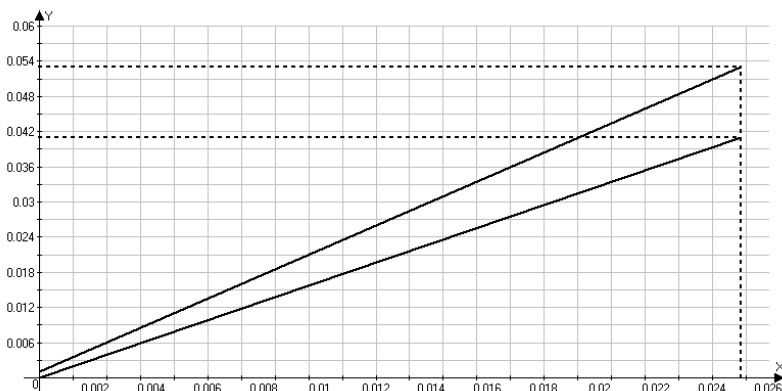
$$X_T = \frac{M}{L/M_{\text{сy}}} = \frac{3,24}{2376/18} = 0,025 \text{ кмоль ац./кмоль су}.$$

Скруббердің төменгі жағынан кіретін ауадағы ацетонның бастапқы концентрациясы:

$$y_T = \frac{y_T}{1 - y_T} = 0,0503 / 1 - 0,0503 = 0,053 \text{ кмоль ац./кмоль ауа}.$$

Скруббердің жоғарғы жағынан шығатын ауадағы ацетонның соңғы концентрациясы:

$$Y_{ж} = \frac{y_T(1 - 0,98)}{1 - y_T} = \frac{0,0503 \cdot 0,02}{1 - 0,0503} = 0,00106 \text{ кмоль ац./кмоль ауа.}$$



3.21-сурет. Тепе-теңдік (төменгі) және жұмыстық сызықтың (жоғарғы) графикалық көрінісі

Осы нүктелер бойынша $Y-X$ диаграммада (3.21-сурет) жұмыстық сызық салынған; одан төмен $Y^* = 1,68X$ теңдеуі бойынша тепе-теңдік сызығы жүргізілген.

Тепе-теңдіктің теңдеуі бойынша скруббердің төменгі жағына сәйкес, X_T мәні үшін Y_T^* мәнін анықтаймыз:

$$Y_T^* = 1,68x_T = 1,68 \cdot 0,025 = 0,041 \text{ кмоль ац./кмоль ауа.}$$

Скруббердің төменгі жағындағы қозғаушы күшті анықтаймыз:

$$\Delta Y_T = Y_T - Y_T^* = 0,053 - 0,041 = 0,011 \text{ кмоль ац./кмоль ауа.}$$

Скруббердің жоғарғы жағындағы қозғаушы күшті анықтаймыз:

$$\Delta Y_{ж} = Y_{ж} - Y_{ж}^* = 0,00106 - 0 = 0,00106 \text{ кмоль ац./кмоль ауа.}$$

Орташа қозғаушы күш:

$$\Delta Y_{op} = \frac{\Delta Y_T - \Delta Y_{ж}}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_T}{\Delta Y_{ж}}} = \frac{0,011 - 0,00106}{2,3 \lg (0,011/0,00106)} = 0,0044 \frac{\text{кмоль/ац.}}{\text{кмоль/ауа}}.$$

Қажетті массаөту бетін мына теңдік бойынша анықтаймыз:

$$F = M/(K_y * \Delta Y_{op}) = 3,24/(0,4 * 0,0044) = 1833 \text{ м}^2.$$

Қондырманың сулану коэффициенті $\varphi=1$ болғанда, анықталған массаөту бетін алу үшін қажет болатын керамикалық сақиналар қабатының көлемі:

$$V = H_n * S = F/\sigma = 1833/204 = 9,0 \text{ м}^3,$$

мұндағы $\sigma=204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – қондырманың меншікті беті.

Скруббердің қимасын анықтаймыз. Ацетонның судағы және газдағы аз мөлшерін есепке алмай, төмендегі теңдеу бойынша газдың инверсиялық нүктесіндегі жалған жылдамдықты есептейміз.

$$\lg \left(\frac{w_T^2 \sigma \rho_z \mu_o^{0,16}}{g V_{nac}^3} \cdot \rho_o \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_z}{\rho_o} \right)^{0,125},$$

мұндағы V_{nac} – қондырманың еркін көлемі, $\text{м}^3/\text{м}^3$; $A=0,022$ – коэффициент.

Осыдан теңдеудегі шамалардың мәндері:

$$L=2376 \text{ кг/сағ}; \quad \rho_z = \rho_o T_o/T = 1,293 \cdot 273/293 = 1,2 \text{ кг/м}^3;$$

$$G=1400 \cdot 1,293 = 1810 \text{ кг/сағ};$$

$$\rho_{cy}=1000 \text{ кг/м}^3; \quad L/G=2376/1810=1,3;$$

$$\rho_r/\rho_{cy}=1,2/1000=0,0012; \quad \mu_{cy}=1 \text{ МПа}\cdot\text{с}; \quad V_{nac}=0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Осы мәндерді жоғарыдағы теңдеуге қойсақ

$$\lg \left(\frac{w_T^2 \cdot 204 \cdot 0,0012}{9,81 \cdot 0,74^3} \cdot 1^{0,16} \right) = 0,022 - 1,75 \cdot 1,3^{0,25} \cdot 0,0012^{0,125}.$$

Осыдан $\lg 0,061 \cdot w_T^2 = -0,786;$

$$\lg w_T^2 + \lg 0,061 = -0,786;$$
$$\lg w_T^2 = (-0,786 - \lg 0,061);$$
$$\lg w_T^2 = (-0,786 - 1,215);$$
$$2,3 \cdot \lg w_T^2 = 0,429 \cdot 2,3;$$
$$\ln w_T^2 = 0,98;$$
$$w_T = \sqrt{\exp(0,98)} = 1,63 \text{ м/с}.$$

Мысалдың шарты бойынша газдың жұмыстық жылдамдығын 25 %-ға кем аламыз:

$$w = 0,75 \cdot w_T = 0,75 \cdot 1,63 = 1,22 \text{ м/с}.$$

Скруббердің қимасының ауданы:

$$S = G / (3600 \cdot w \cdot \rho_g) = 1810 / (3600 \cdot 1,22 \cdot 1,2) = 0,342 \text{ м}^2.$$

Скруббердің диаметрі

$$D = \sqrt{\frac{0,342}{0,785}} = 0,66 \text{ м}.$$

Қондырманың қажетті биіктігі

$$H_k = V/S = 9,0/0,342 = 26,25 \text{ м}.$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
У _т , (көлемдік) %	5,55	4,57	3,52	4,05	2,54	1,52	3,08	4,56	3,58	4,58
L, кг/сағ	6002	7356	5425	4535	8645	3715	6886	5948	3251	4321
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
У _т , (көлемдік) %	3,8	6,06	5,03	4,02	2,09	5,08	3,56	2,98	3,54	5,24
L, кг/сағ	6000	2268	2376	2495	2535	2685	2745	2886	2968	3111
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
У _т , (көлемдік) %	3,8	6,06	5,03	4,02	2,09	5,08	3,56	2,98	3,54	5,24
L, кг/сағ	6002	7356	5425	4535	8645	3715	6886	5948	3251	4321

6-есеп. Қажетті тасымалдау бірлігінің саны m_{oy} -ті анықтау

Скрубберде атмосфералық қысымда газ қоспасындағы аммиак сумен сіңіріледі. Газдағы аммиактың бастапқы концентрациясы 0,03 кмоль/кмоль ин. газ. Аммиактың алыну дәрежесі 90 %-ға тең. Судағы аммиактың концентрациясы 0,02 кмоль/кмоль су. Скрубберден жылуды алу нәтижесінде ондағы температура тұрақты.

Сіңірілген кездегі температураға сәйкес аммиактың судағы және газдағы тепе-теңдік концентрациялары жөніндегі мәліметтер 3.1-кестеде келтірілген.

3.1-кесте

Аммиактың судағы және газдағы тепе-теңдік концентрациялары

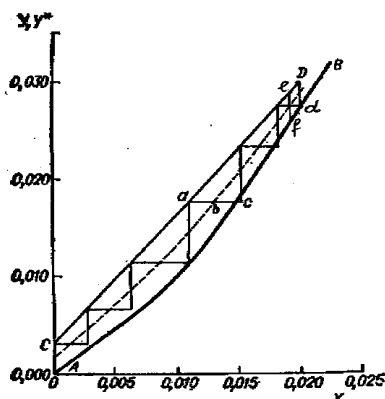
X, кмоль амм./кмоль су	0	0,005	0,01	0,0125	0,015	0,02	0,023
У, кмоль амм./кмоль су	0	0,0045	0,0102	0,0138	0,0183	0,0273	0,0327

Қажетті тасымалдау бірлігінің саны m_{oy} -ті анықтау керек: графикалық жолмен және графикалық интегралдау тәсілі бойынша.

Шешуі. 3.1-кестедегі мәліметтер бойынша, 3.22-суретте AB тепе-теңдік сызығы және CD -жұмыстық сызығы салынған. Жұмыстық сызық координаталары $X_{ж}=0$ және $Y_{ж}=0,03 \cdot (1-0,9)=0,003$ (скруббердің жоғары жағы үшін) болатын C нүктесі мен координаталары $X_7=0,02$, $Y_7=0,03$ (скруббердің төменгі жағы үшін) болатын D нүктесі арқылы өтеді. Тасымалдау бірлігінің саны m_y -ті төмендегі жолмен анықтаймыз: тепе-теңдік және жұмыстық сызықтардың арасындағы кесінділерді теңдей етіп бөлеміз де, осы кесінділердің ортасынан кесінді сызықтар түсіреміз. C нүктесінен бастап, әр саты үшін $AB=BC$ жағдайында сатылы сызықтар жүргіземіз. Салынған сызықтың әр сатысы *тасымалдау бірлігін* көрсетеді, яғни, аппараттың қандай да бір бөлігіндегі жұмыстық концентрация (Y_1-Y_2) -ің өзгерісі, аппараттың сол бөлігіндегі орташа қозғаушы күшке $(Y-Y^*)$ -ге тең.

Барлығы 5,82 саты болады (соңғы саты $Dd/ef=0,82$ болады), яғни $m_{oy}=5,82$.

Графиктен көрініп тұрғандай, төменгі бөліктегі тепе-теңдік сызығының қисаюы жұмыстық сызықтың қисаюына қарағанда аздау, яғни, тасымалдау бірлігі концентрацияның өзгеру сатысынан аз, графиктің жоғарғы жағында осыған керісінше болады.



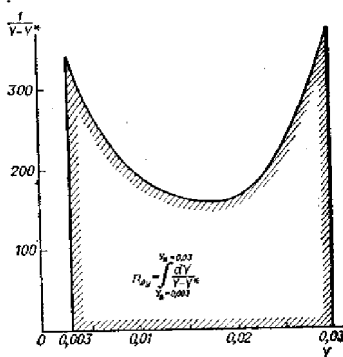
3.22-сурет. Тасымалдау бірлігінің саны m_y -ті графикалық жолмен анықтау

Тасымалдау бірлігінің санын графикалық интегралдау тәсілімен анықтау үшін 3.1-кесте мен 3.22-сурет мәліметтері бойынша төмендегі 3.2-кестені тұрғызамыз.

Тасымалдау бірлігінің санын анықтау мәндері

X	Y	Y^*	$Y-Y^*$	$1/(Y-Y^*)$
0,0	0,003	0,0	0,003	333
0,005	0,0097	0,0045	0,0052	193
0,01	0,0165	0,0102	0,0063	159
0,0125	0,02	0,0138	0,0062	161
0,015	0,0234	0,0183	0,0051	196
0,017	0,0248	0,0225	0,0047	350
0,02	0,03	0,0273	0,0027	371

3.2-кесте бойынша $1/(Y-Y^*)=f(Y)$ графигін тұрғызамыз (3.23-сурет).



3.23-сурет. Тасымалдау бірлігінің саны m_y -ті графикалық интегралдау жолымен анықтау

Осы графиктегі кесінді ауданды табамыз. Осы ауданның мәні және графиктің абсцисса бойындағы масштабы M_1 мен ордината бойындағы масштабы M_2 -ің көбейтінділері (мысалда $M_1=100$; $M_2=0,01$), тасымалдау бірлігінің саны m_y -і береді, яғни $m_y = S_{ay} \cdot M_1 \cdot M_2$. Мұндағы $S_{ay} = \int_{Y_{ж}}^{Y_1} \frac{dY}{Y-Y^*}$. Бұл интеграл арқылы S_{ay} -ды есептеп табуға болмайтындықтан, оны басқаша жолмен, мысалы трапеция әдісі арқылы табуға болады.

$$S_{ay} = \frac{Y_T - Y_{ж}}{\sum Y_{\Pi-1}} \cdot \left(\frac{u_0 + u_{\Pi}}{2} + u_1 + u_2 + \dots + u_{\Pi-1} \right),$$

мұндағы $u = l / (Y - Y^*)$.

$$S = \frac{0,03 - 0,003}{7 - 1} \cdot \left(\frac{371 - 333}{2} + 193 + 159 + 161 + 196 + 350 \right) = 5,82 \text{ см}^2.$$

Масштаб ордината иіні бойынша 100, ал абцисса бойынша 0,01. Сонда

$$m_y = S \cdot M_1 \cdot M_2 = 5,82 \cdot 100 \cdot 0,01 = 5,82.$$

Осы ауданның мәні интегралдың мәніне $\int_{Y_B=0,003}^{Y_n=0,03} \frac{dY}{Y - Y^*}$, яғни

бірлік тасымалдау санына m_y сәйкес.

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
φ, %	95	98	95	90	93	91	75	65	85	90
У _ж , кмоль / кмоль ин.газ	0,04	0,035	0,032	0,036	0,034	0,031	0,037	0,032	0,037	0,03
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
φ, %	80	85	90	87	95	90	95	98	98	90
У _ж , кмоль / кмоль ин.газ	0,034	0,031	0,037	0,032	0,037	0,03	0,034	0,035	0,032	0,036
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
φ, %	95	90	95	98	98	90	95	98	98	90
У _ж , кмоль / кмоль ин.газ	0,032	0,037	0,03	0,032	0,033	0,03	0,031	0,037	0,04	0,031

7-есеп. Табақшалы абсорберді есептеу

Коксты газдан тас көмір майымен бензолдық көмірсутегілерді аулап алуға қажетті табақшалық абсорбердің негізгі өлшемдерін анықтау. Қондырғының өнімділігі газ

бойынша $14,0 \text{ м}^3/\text{с}$; газды қоспаның бастапқы концентрациясы $3 \cdot 10^{-2} \text{ кг}/\text{м}^3$, соңғы концентрациясы $2,5 \cdot 10^{-3} \text{ кг}/\text{м}^3$, абсорберге беретін сіңіргіштің құрамындағы сіңірілетін компоненттің мөлшері $1,3 \text{ \%}$ (масс); аппараттағы қоспаның орташа температурасы $25 \text{ }^\circ\text{C}$, қондырғы $0,119 \text{ МПа}$ қысым астында жұмыс істейді; газды фазадағы массаөту коэффициенті $0,18 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; абсорбердегі газдың жұмыстық жылдамдығы $2,84 \text{ м}/\text{с}$; табақшалар арасындағы қашықтық $0,3 \text{ м}$.

Шешуі. Абсорбция үдерісіндегі газды қоспадан сіңіргішке бірлік уақытта өтетін бензолдық көмірсутегілердің (БК) массасын материалдық баланстан табады:

$$M = G \cdot (y_{\bar{o}} - y_c) = L \cdot (x_c - x_{\bar{o}}).$$

Тандап алынған өлшемге фаза құрамын, газ бен сұйық шығындарын келтіреміз.

$\rho_{oy} = 0,44$ – қалыпты жағдайдағы кокс газының орташа тығыздығы.

$$y_{\bar{o}}' = \frac{y_{\bar{o}}}{\rho_{oy} - y_{\bar{o}}} = \frac{3,0 \cdot 10^{-2}}{0,44 - 3,0 \cdot 10^{-2}} = 0,0731 \text{ кг БК}/\text{кг Газ};$$

$$y_c' = \frac{y_c}{\rho_{oy} - y_c} = \frac{2,5 \cdot 10^{-3}}{0,44 - 2,5 \cdot 10^{-3}} = 0,006 \text{ кг БК}/\text{кг Газ};$$

$$x_{\bar{o}}' = \frac{x_{\bar{o}}}{100 - x_{\bar{o}}} = \frac{0,013}{100 - 0,013} = 0,00013 \text{ кг БК}/\text{кг Май}.$$

Коксты химиялық өндіріс үшін сіңіргіш тас көмірлі майдың шығыны $L \cdot 1,5 = L_{min}$, сонда $x_{\bar{o}}'$ -ні материалдық баланс теңдеуінен, тепе-теңдік мәндерін пайдалана отырып анықтайды. Мұндағы тепе-теңдік сызығы $y^* = 6,56 \cdot x$ теңдеуімен өрнектелген. (3.24-сурет).

$$M = L_{min} \cdot (x_{\bar{o}}' - x_{\bar{o}}) = 1,5 \cdot L_{min} \cdot (x_c' - x_{\bar{o}}').$$

Осыдан

$$x_c' = (x_{\bar{o}}' + x_{\bar{o}}' \cdot 0,5) / 1,5 = (0,013 + 0,00013 \cdot 0,5) / 1,5 = 0,009 \text{ кг БК} / \text{кг М}.$$

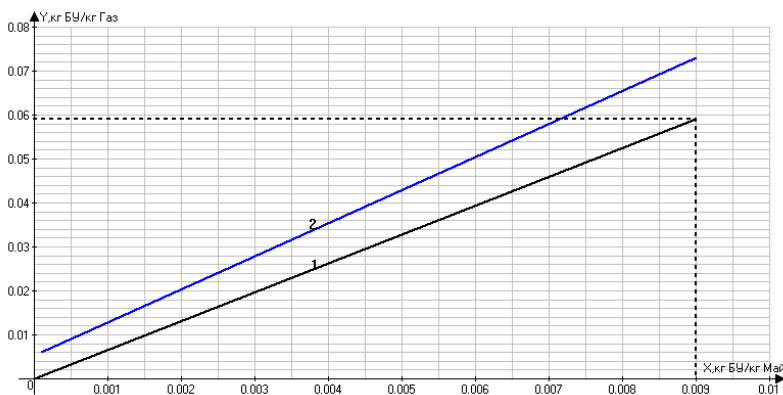
Газдың инертті бөлігінің шығыны:

$$G = V_o \cdot (1 - y_{об}) \cdot (p_{оу} - y_6) = 14 \cdot (1 - 0,008) \cdot (0,44 - 0,03) = 5,7 \text{ кг/с},$$

мұндағы $y_{об}$ – БК-ің газдағы көлемдік үлесі, ол

$$y_{об} = (y_6 \cdot V_r) / M_{БК} = (0,03 \cdot 22,4) / 83 = 0,008 \text{ м}^3 \text{ БК/м}^3 \text{ Г}$$

болады.



3.24-сурет. Бензолдық көміртегінің тепе-теңдіктік (1) және жұмыстық (2) концентрациялары

Сіңірілгіш компонент бойынша абсорбердің өнімділігі

$$M = G \cdot (y_6' - y_c') = 5,7 \cdot (0,0731 - 0,006) = 0,382 \text{ кг/с}.$$

Сіңіргіштің шығыны (тас көмір майы) тең:

$$L = M / (x_c' - x_6') = 0,382 / (0,009 - 0,00013) = 43,066 \text{ кг/с}.$$

Фазалар шығындарының қатынастары немесе сіңіргіштің меншікті шығыны болады:

$$l = L / G = 43,066 / 5,7 = 7,555 \text{ кг/кг}.$$

Фазалар арасындағы байланыс сызықтық болғанда қозғаушы күш болады:

$$\Delta y_6 = y_6' - y_c^* = 0,0731 - 0,059 = 0,0141 \text{ кг БК/кг Г};$$

$$\Delta y_m = y_c' - y_b^* = 0,006 - 0,001 = 0,005 \text{ кг БК/кг Г};$$

$$\Delta y_{op} = \frac{\Delta y_{\delta} - \Delta y_m}{\ln \frac{\Delta y_{\delta}}{\Delta y_m}} = \frac{0,0141 - 0,005}{\ln \frac{0,0141}{0,005}} = 0,008 \text{ кг БК/кг Г}.$$

Абсорбер диаметрін шығын теңдеуінен табады:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4V_0 \frac{T_0 + t}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P}}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 14 \cdot \frac{273 + 25}{273} \cdot \frac{0,101}{0,119}}{3,14 \cdot 2,84}} = 2,41 \text{ м}.$$

Абсорбердегі табақшалар санын табақшалардың барлық аудандарының соммасын бір табақшаның ауданына бөліп табады: $n = F/f$.

Абсорбердегі массаөту бетін мына теңдеуден анықтайды:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta y_{op}} = \frac{0,382}{0,18 \cdot 0,008} = 265,28 \text{ м}^2.$$

Ағызғышы f бар табақшалардың жұмыстық ауданын аударып, құйғыш қондырғыларының алатын аудандарын ескере отырып анықтаймыз. Аударма табақшаның жұмыстық ауданын f абсорбердің қимасына тең деп қабылдауға болады, яғни $\varphi = 1$.

$$f = \varphi \cdot 0,785 \cdot d^2 = 1 \cdot 0,785 \cdot 2,41^2 = 3,58 \text{ м}^2,$$

мұндағы φ – табақшаның жұмыстық ауданының үлесі, $\text{м}^2/\text{м}^2$; d – абсорбер диаметрі, м.

Қажетті табақшалар саны

$$n = 265,28 / 3,58 = 74,0.$$

Сонда аппараттың табақшалық бөлігінің биіктігі

$$H_T = (n - 1) \cdot h = 73 \cdot 0,3 = 22 \text{ м}.$$

Қабылдаймыз: $z_1 = 2,0$ – абсорбер түбі мен табақшаның төменгі бөлігінің арасындағы қашықтық; $z_{ж} = 1,0$ – абсорбер

қақпағы мен табақшаның жоғарғы бөлігінің арасындағы қашықтық.

Сонда абсорбердің жалпы биіктігі:

$$H_a = H_T + z_{ж} + z_T = 22 + 2,0 + 1,0 = 25 \text{ м.}$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$V_o, \text{ м}^3/\text{с}$	10	12	16	9	6	17	19	21	7	11
$w, \text{ м/с}$	1,8	2,5	3,4	4,0	1,2	1,9	2,3	2,7	3,1	2,9
$h, \text{ м}$	0,2	0,4	0,3	0,5	0,45	0,55	0,35	0,28	0,32	0,25
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$V_o, \text{ м}^3/\text{с}$	9	11	13	8	14	7	15	10	12	16
$w, \text{ м/с}$	1,6	2,4	3,1	2,5	2,3	3,1	1,9	2,2	2,9	2,6
$h, \text{ м}$	0,6	0,21	0,34	0,42	0,5	0,4	0,35	0,3	0,42	0,6
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$V_o, \text{ м}^3/\text{с}$	8	14	7	15	13	21	16	18	13	15
$w, \text{ м/с}$	1,2	1,9	2,3	2,7	3,1	1,6	2,4	3,1	2,5	2,3
$h, \text{ м}$	0,3	0,5	0,45	0,55	0,5	0,4	0,35	0,3	0,4	0,7

8-есеп. Массажу коэффициентін анықтау

Атмосфералық қысымдағы қондырмалық абсорбердің газды фазасындағы инертті газ (азот) құрамындағы SO_2 -нің массаберу коэффициентін анықтау керек. Абсорбердегі температура 20°C . Абсорбер қабыршықты кезеңде жұмыс істейді. Абсорбердегі газ жылдамдығы $0,19 \text{ м/с}$. Абсорбердің іші кокс кесектерімен толтырылған ($\sigma=42 \text{ м}^2/\text{м}^3$, $V_c=0,58 \text{ м}^3/\text{м}^3$).

Шешуі. Нуссельт критерийі:

$$N_z = 0,407 Re_z^{0,655} (Pr_z)^{0,33},$$

мұндағы

$$Re_z = \frac{4w\rho_z}{\sigma\mu_z} = \frac{4 \cdot 0,19 \cdot 1,16}{42 \cdot 0,0175 \cdot 10^{-3}} = 1199,46;$$

$$\rho_2 = \frac{28 \cdot 273}{22,4 \cdot 293} = 1,16 \text{ кг/м}^3; \quad \mu_r = 0,0175 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

SO₂-нің диффузиялық коэффициенті (қ.ж.) $D_0 = 10,3 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$. Осыдан газды фазада

$$D_r = 10,3 \cdot 10^{-6} \left(\frac{293}{273} \right)^{1,5} = 11,45 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}.$$

$$Pr_2 = \frac{\mu_2}{\rho_2 D_2} = \frac{0,0175 \cdot 10^{-3}}{1,16 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6}} = 1,32.$$

Нуссельттің диффузиялық критерийі

$$N_2 = 0,407 Re_2^{0,655} (Pr_2)^{0,33} = 0,407 \cdot 1199,46^{0,655} \cdot 1,32^{0,33} = 46,33$$

Эквивалентті диаметр

$$d_3 = \frac{4V_c}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,58}{42} = 0,055 \text{ м}.$$

Массаберу коэффициенті

$$\beta_2 = \frac{Nu_2 D_2}{d_3} = \frac{46,33 \cdot 11,45 \cdot 10^{-6}}{0,055} = 0,01 \text{ м/с}.$$

Нұсқалар

Нұсқ. №	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
W _{ΓΛ3,,} м/с	0,4	0,5	0,1	0,2	0,3	0,9	0,7	1,0	1,5	1,2
Нұсқ. №	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
W _{ΓΛ3,,} м/с	0,15	0,25	0,41	0,62	0,38	0,91	0,76	1,03	1,45	1,92
Нұсқ. №	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
W _{ΓΛ3,,} м/с	0,14	0,54	0,19	0,22	0,39	0,95	0,73	1,04	1,57	1,26

9-есеп. Айдау параметрлерін анықтау

2500 кг кір скипидар қаныққан су буында атмосфералық

қысым астында айдалады (760 мм сын. бағ.). Бастапқы қоспа құрамында 88 % (масс.) скипидар, 12 % (масс.) су бар және ол аппаратқа 30 °С температурада беріледі. Сырттан қыздыру жоқ.

Айдау үшін қысымы $P_{абс}=1,5 \text{ кгс/см}^2$ болатын қаныққан су буы қолданылады. Су буының скипидармен қанығу дәрежесі $\phi = 0,7$.

Анықтау керек: а) айдауға кететін бу шығынын; б) айдалатын будың массалық және мольдік құрамын; в) скипидардың парциалдық қысымын және бу қоспасындағы су мөлшерін. Қоршаған ортаға кететін жылу мөлшерін пайдалы жұмсалатын жылудың 10 % көлемінде қабылдайды. Скипидардың физикалық сипаттамасы: мольдік масса 136 кг/кмоль; сұйық скипидардың меншікті жылусыымдылығы $1,76 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{K)}$; меншікті булану жылуы $310 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$.

Шешуі. Скипидардың қаныққан буының айдалу температурасы 96 °С; қысым $P_{ск} = 115 \text{ мм сын. бағ.}$

Скипидардың буымен кететін су буының мөлшерін мына теңдеуден табады

$$G_{cy} = G_{ск} \frac{M_{cy} (P - P_{ск})}{M_{ск} P_{ск} \phi} = 2500 \cdot 0,88 \frac{18(760 - 115)}{136 \cdot 115 \cdot 0,7} = 2330 \text{ кг.}$$

Будағы массалық үлес:
скипидардың

$$y_{ск} = \frac{G_{ск}}{G_{ск} + G_{cy}} = \frac{2500 \cdot 0,88}{2500 \cdot 0,88 + 2330} = 0,485;$$

судың

$$y_{cy} = y_1 - y_{ск} = 1 - 0,485 = 0,515.$$

Скипидардың мольдік үлесі:

$$y_{ск} = \frac{y_{ск} / M_{ск}}{\frac{y_{ск}}{M_{ск}} + \frac{y_{cy}}{M_{cy}}} = \frac{0,485 / 136}{\frac{0,485}{136} + \frac{0,515}{18}} = \frac{0,00356}{0,00356 + 0,0286} = 0,110;$$

Судың мольдік үлесі: $y_c = 1 - y_{ck} = 1 - 0,11 = 0,89$.

Жалпы қысым 760 мм сын. бағ. кезіндегі бу қоспасындағы парциалдық қысым:

$$P_{ck} = P \cdot y_{ck} = 760 \cdot 0,11 = 84 \text{ мм сын. бағ.};$$

$$P_{cy} = P - P_{ck} = 760 - 84 = 676 \text{ мм сын. бағ.}$$

Жылу шығыны:

а) бастапқы қоспаны 30 °С-дан 96 °С айдау температурасына дейін қыздыру;
скипидарды:

$$G_{ck} c_{ck} (t_{\delta y} - t_{\delta}) = 2500 \cdot 0,88 \cdot 1,76 \cdot 10^3 (96 - 30) = 256000 \cdot 10^3 \text{ Дж};$$

суды:

$$G_{cy} c_{cy} (t_{\delta y} - t_{\delta}) = 2330 \cdot 0,12 \cdot 4,19 \cdot 10^3 (96 - 30) = 77320 \cdot 10^3 \text{ Дж};$$

$$Q_{кыз} = (256 + 77,32) \cdot 10^6 = 333 \cdot 10^6 \text{ Дж};$$

б) айдалатын скипидарды буландыруға

$$Q_{бул} = G_{ck} \cdot r_{ck} = 2500 \cdot 0,88 \cdot 310 \cdot 10^3 = 682000 \cdot 10^3 \text{ Дж};$$

в) қоршаған ортаға кететін жылудың орнын толықтыруға

$$Q_{ж} = 0,1 (Q_{кыз} + Q_{бул}) = (333000 + 682000) \cdot 10^3 \cdot 0,1 = 102000 \cdot 10^3 \text{ Дж}.$$

Жылудың жалпы шығыны:

$$\begin{aligned} Q_{жал} &= Q_{кыз} + Q_{бул} + Q_{ж} = (333000 + 682000 + 102000) \cdot 10^3 = \\ &= 1123000 \cdot 10^3 \text{ Дж} = 1123 \cdot 10^3 \text{ кДж}. \end{aligned}$$

Бу шығыны. Құбыр өткізгіштегі қаныққан будың абсолюттік қысымына (1,5 кгс/см²) 110,7 °С температура сәйкес келеді (Қосымша, 3-кесте.); 96 °С айдалу температурасында айдалатын скипидармен 2330 кг бу кетеді. Нәтижесінде, осы кететін бу 110,7 до 96 °С температураға дейін суынады, мұнда

бөлінетін жылу мөлшері:

$$Q_{\text{бөл}} = G_{\text{су}} c_{\text{сб}} (t_{\text{б}} - t_{\text{ай}}) = 2330 \cdot 1,97 \cdot 10^3 (110,7 - 96) = 67900 \text{ кДж},$$

мұндағы $1,97 \cdot 10^3 = 35,5 \cdot 10^3 / 18$ – су буының меншікті жылусыйымдылығы, Дж/(кг· К).

Қалған жылу мөлшері:

$$Q_{\text{кал}} = Q_{\text{жал}} - Q_{\text{бөл}} = (1123000 - 67900) \cdot 10^3 = 1055 \cdot 10^3 \text{ кДж}.$$

Конденсацияланатын (қыздыратын) бу шығыны:

$$G_{\text{конд}} = \frac{Q_{\text{кал}}}{i'' - i'} = \frac{1055000 \cdot 10^3}{(2700 - 402) \cdot 10^3} = 460 \text{ кг},$$

мұндағы $2700 \cdot 10^3$ Дж/кг – $1,5 \text{ кгс/см}^2$ қысымдағы қаныққан су буының меншікті энтальпиясы; $402 \cdot 10^3$ Дж/кг – судың 96°C температурадағы меншікті энтальпиясы.

Будың жалпы шығыны:

$$G_{\text{ж}} = 2320 + 460 = 2790 \text{ кг}.$$

Нұсқалар

Нұсқ..№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
G _{Ск} , тонна	5,5	4,5	3,5	4,0	2,5	1,5	3,0	4,7	3,8	4,8
Скипиадр, % (масс.)	78	85	90	84	76	72	84	89	92	78
Нұсқ..№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
G _{Ск} , тонна	3,8	6,0	5,0	4,0	2,0	5,8	3,6	2,8	3,4	5,4
Скипиадр, % (масс.)	68	77	81	88	69	93	76	91	82	85
Нұсқ..№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
G _{Ск} , тонна	3,8	6,6	5,3	4,2	2,9	5,8	3,5	2,8	3,5	5,2
Скипиадр, % (масс.)	76	91	82	85	77	81	88	69	93	59

10-есеп. Ректификациялық колоннаның негізгі өлшемдерін анықтау

Метанол-су бинарлық қоспасын айыруға арналған үздіксіз ректификациялық колоннаны есептеу керек. Бастапқы қоспа

бойынша колоннаның өнімділігі 5 т/сағ; төменгі температурада қайнайтын компоненттің мөлшері [% (масс.)]: бастапқы қоспада $x'_F=40$; дистиллятта $x'_P=x'_D=98,5$; кубтық қалдықта $x'_W=1,5$. Бастапқы қоспаның температурасы, 20 ° С. Бастапқы қоспа колоннаға қайнау температурасында беріледі. Колоннадағы қысым – атмосфералық.

Колоннадағы будың көлемдік шығыны 1,15 м³/с; будың максимальды рұқсат етілген жылдамдығы 1,55 м/с; колоннаның жоғарғы жағындағы қалпақты табақшаның тиімділігі Мэрффри бойынша $E_{My,6}=0,644$ және колоннаның төменгі жағы үшін $E_{My,n}=0,72$. Табақшалар арасындағы қашықтық Н=400 мм.

Шешуі. Материалдық баланс теңдеуі

$$F = D + W,$$

$$F \cdot \bar{x}_F = D \cdot \bar{x}_D + W \cdot \bar{x}_W.$$

Колоннаның дистиллят D және кубтық қалдық W бойынша өнімділігі.

F=5000 кг/сағ=1,389 кг/с. Осыдан

$$W = \frac{F \cdot (\bar{x}_D - \bar{x}_F)}{\bar{x}_D - \bar{x}_F} = \frac{1,389 \cdot (0,985 - 0,4)}{0,985 - 0,015} = 0,838 \text{ кг/с}$$

$$D = F - W = 1,389 - 0,838 = 0,551 \text{ кг/с}.$$

Фаза құрамын массалық үлестен мольдік үлеске есептеу

$$x_F = \frac{\bar{x}_F / M_M}{\bar{x}_F / M_M + (1 - \bar{x}_F) / M_{H_2O}}$$

мұндағы M_M – метанолдың молекулалық массасы ($M_M = 32$);

M_{H_2O} – судың молекулалық массасы ($M_{H_2O} = 18$).

$$x_F = \frac{0,4/32}{0,4/32 + (1 - 0,4)/18} = 0,273 \text{ кмоль/кмоль қоспа.}$$

$$x_D = \frac{\bar{x}_D / M_M}{\bar{x}_D / M_M + (1 - \bar{x}_D) / M_{H_2O}} = \frac{0,985/32}{0,985/32 + (1 - 0,985)/18} = 0,974 \text{ кмоль/кмоль коспа.}$$

$$x_W = \frac{\bar{x}_W / M_M}{\bar{x}_W / M_M + (1 - \bar{x}_W) / M_{H_2O}} = \frac{0,015/32}{0,015/32 + (1 - 0,015)/18} = 0,0085 \text{ кмоль/кмоль коспа.}$$

Бу фазасындағы жеңіл ұшатын компоненттің концентрациясы y_F^* -ті табу. Бастапқы мәндерді 3.3-кестеге енгіземіз.

3.3-кесте

Қалыпты қысымдағы метанол-су жүйесі үшін бу – сұйық тепе-теңдігі

х, кмоль/кмоль қоспа	у, кмоль/кмоль қоспа	Т, °С
0	0	100
0,02	0,134	96,4
0,04	0,23	93,5
0,06	0,304	91,2
0,08	0,365	89,3
0,1	0,418	87,7
0,15	0,517	84,4
0,3	0,665	78
0,4	0,729	75,3
0,5	0,779	73,1
0,6	0,825	71,2
0,7	0,87	69,3
0,8	0,915	67,5
0,9	0,958	66
0,95	0,979	65
1	1	64,5

3.3-кесте мәндері бойынша х,у тепе-теңдік диаграммасын құрамыз.

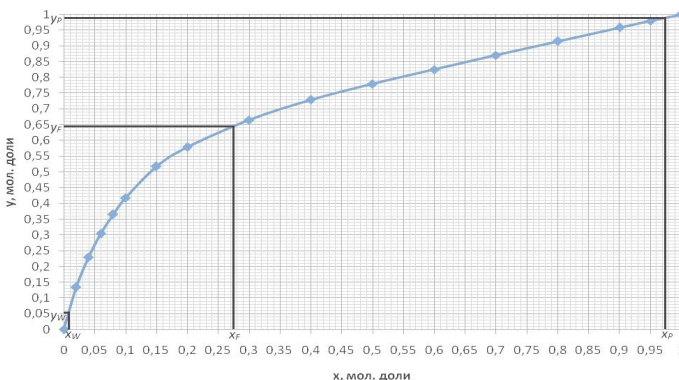
3.25-суреттен $y_F^* = 0,643$ екендігін табамыз.

Минимальды флегмалық сан

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,974 - 0,643}{0,643 - 0,273} = 0,895.$$

Жұмыстық флегмалық сан R

$$\sigma = R/R_{\min}, \text{ осыдан } R = \sigma \cdot R_{\min}$$



3.25-сурет. Тұрақты қысымдағы бу (y) және сұйық (x) арасындағы тепе-теңдік диаграммасы

мұндағы β – флегманың артықшылық коэффициенті (қалауынша алады)

$$R_1 = \sigma_1 \cdot R_{\min} = 1,05 \cdot 0,895 = 0,94 ;$$

$$R_2 = \sigma_2 \cdot R_{\min} = 1,35 \cdot 0,895 = 1,21 ;$$

$$R_3 = \sigma_3 \cdot R_{\min} = 1,75 \cdot 0,895 = 1,57 ;$$

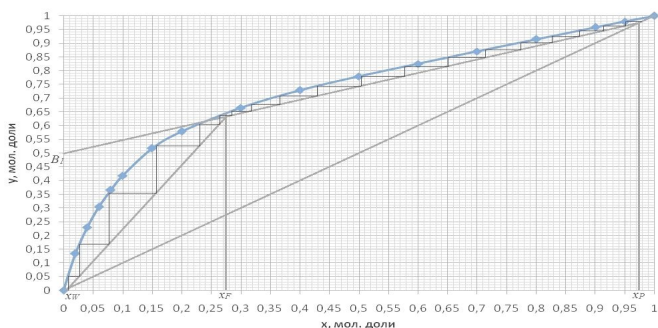
$$R_4 = \sigma_4 \cdot R_{\min} = 2,35 \cdot 0,895 = 2,1.$$

В коэффициентін есептеу: $B = \frac{x_D}{R+1}$;

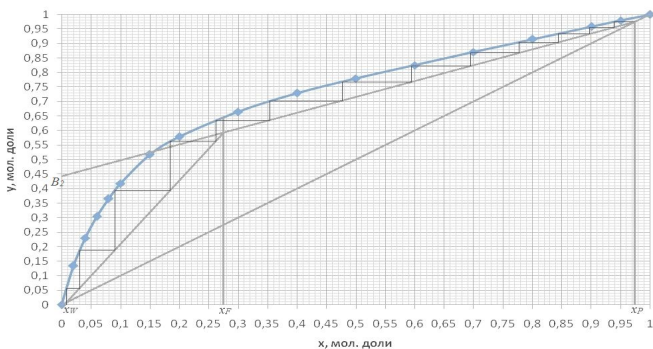
$$B_1 = \frac{x_D}{R_1 + 1} = \frac{0,974}{0,94 + 1} = 0,5 ; \quad B_2 = \frac{x_D}{R_2 + 1} = \frac{0,974}{1,21 + 1} = 0,44 ;$$

$$B_3 = \frac{x_D}{R_3 + 1} = \frac{0,974}{1,57 + 1} = 0,38 ; \quad B_4 = \frac{x_D}{R_4 + 1} = \frac{0,974}{2,1 + 1} = 0,31 .$$

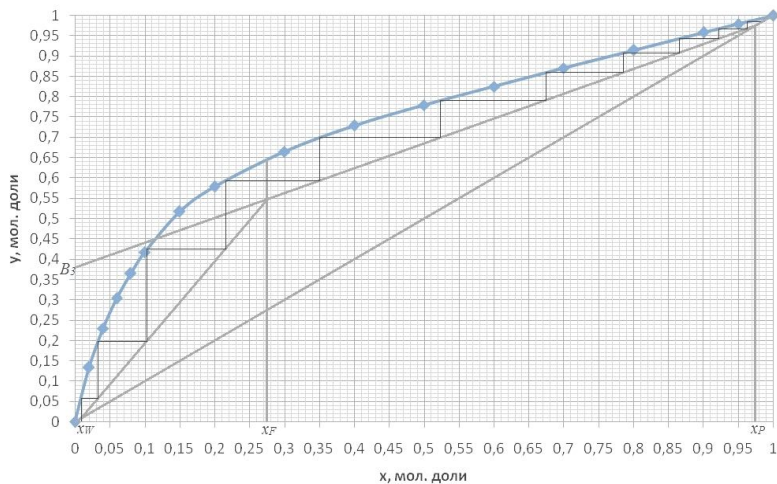
Жүйе үшін x , y тепе-теңдік диаграммасын тұрғызамыз (3.26-сурет). Ордината иініне B мәндерін белгілейміз, содан кейін колоннаның жоғарғы және төменгі бөліктері үшін жұмыстық сызық тұрғызамыз және теориялық табақшаларды беретін сызықтарды енгіземіз. Үш бұрыштардың саны бойынша теориялық табақшалар (N_T) санын анықтаймыз.



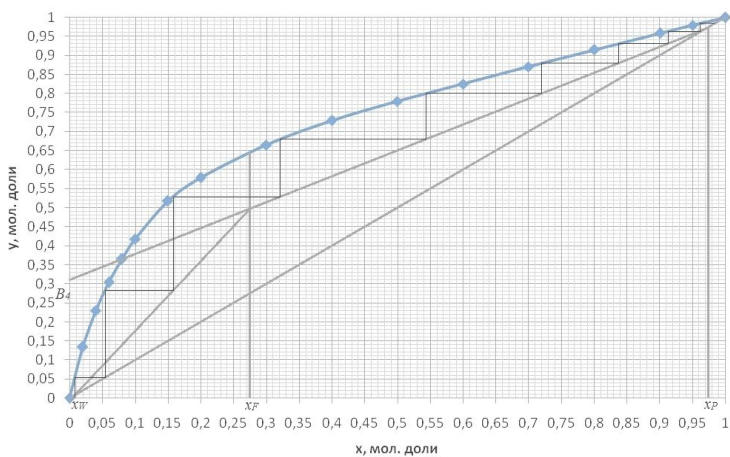
3.26, а-сурет. Бу (y) және сұйық (x) арасындағы тепе-теңдік диаграммасы флегмалық сан $R_1=0,94$



3.26, б-сурет. Бу (y) және сұйық (x) арасындағы тепе-теңдік диаграммасы флегмалық сан $R_2=1,21$



3.26, в-сурет. Бу (y) және сұйық (x) арасындағы тепе-теңдік диаграммасы флегмалық сан $R_3=1,57$



3.26, г-сурет. Бу (y) және сұйық (x) арасындағы тепе-теңдік диаграммасы флегмалық сан $R_4=2,1$

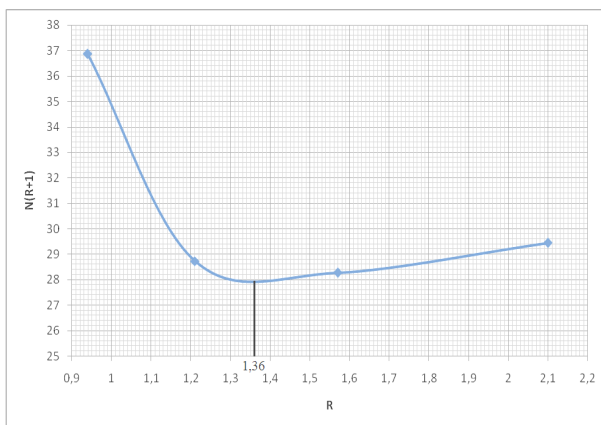
Алынған теориялық табакшалар санын 3.4-кестеге енгіземіз.

3.4-кесте

Флегмалық санды табу мәндері

R	0,94	1,21	1,57	2,1
N_T	19	13	11	9,5
$N_T \cdot (R+1)$	36,86	28,73	28,27	29,45

мұндағы $N_T \cdot (R+1)$ – минимальды көбейткіш, ол ректификациялық колонна көлеміне пропорциональ (N_T – концентрацияның сатылар санының өзгерісі немесе теориялық табакша, а $(R+1)$ – бу шығыны). 2-кесте мәндері бойынша график тұрғызамыз

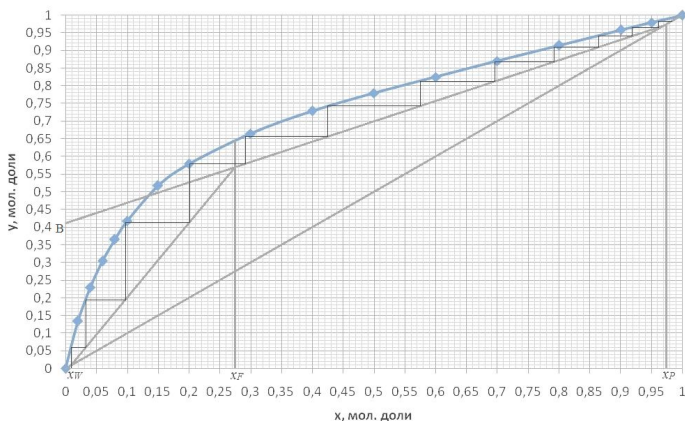


3.27-сурет. – N_T мен $N_T \cdot (R+1)$ -нің тәуелділік графигі

3.27-суреттен табамыз, $R=1,36$.

Флегмалық сан $R=1,36$ кезіндегі бу (у) және сұйық (х) арасындағы тепе-теңдік диаграммасын тұрғызамыз. Ол үшін B -ні есептеу керек.

$$B = \frac{x_D}{R+1} = \frac{0,974}{1,36+1} = 0,41$$



3.28-сурет. Теориялық табақшалар санын жұмыстық флегмалық сан үшін анықтау

3.28-суреттен тиімді (оптимальды) табақшалар санын табамыз: колоннаның жоғарғы бөлігі үшін $N_{ж,Т} = 8$, және төменгі бөлігі үшін $N_{т,Т} = 4$.

Колоннаның жоғарғы бөлігі үшін нақты табақшалар саны

$$N_{ж} = \frac{N_{ж,Т}}{E_{Му,ж}} = \frac{8}{0,644} = 12,42 \approx 13.$$

Колоннаның төменгі бөлігі үшін нақты табақшалар саны

$$N_{т} = \frac{N_{т,Т}}{E_{Му,т}} = \frac{4}{0,72} = 5,56 \approx 6.$$

Жалпы нақты табақшалар саны

$$N = N_{ж} + N_{т} = 13 + 6 = 18.$$

Колонна биіктігі

$$H_k = (N-1) \cdot H + z_{ж} + z_{т},$$

мұндағы $z_{ж} = 1,2\text{м}$ – жоғарғы табақша мен колонна қақпағы арасындағы қашықтық; $z_{т} = 1,8\text{м}$ – төменгі табақша мен колонна түбі арасындағы қашықтық.

$$H_{\kappa} = (18 - 1) \cdot 0,4 + 1,2 + 1,8 = 9,8 \text{ м}.$$

Колонна диаметрі

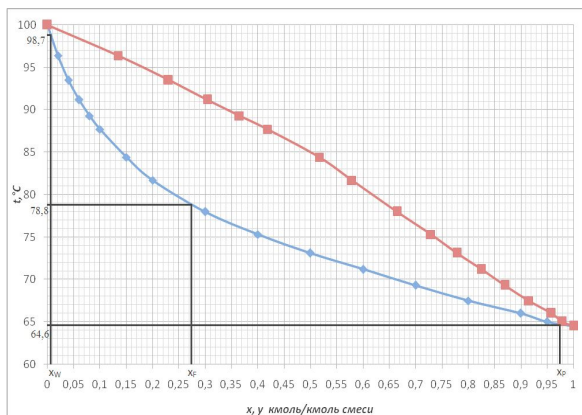
$$d_{\varepsilon} = \sqrt{\frac{V_{y,\varepsilon} \cdot 4}{\pi \cdot \omega_{\max,\varepsilon}}} = \sqrt{\frac{1,15 \cdot 4}{3,14 \cdot 1,55}} = 0,972 \text{ м}.$$

Химия өнеркәсібінде қабылданған қалыпты колоннаның диаметрі $d = 1 \text{ м}$.

Сонда бұдың нақты жұмыстық жылдамдығы:

$$\omega_{\varepsilon} = \omega_{\max,\varepsilon} \cdot (d_{\varepsilon}/d)^2 = 1,55 \cdot (0,972/1)^2 = 1,46 \text{ м/с}.$$

б) Колоннаның жылу балансы. Бу және сұйық фазалар арасындағы байланыс үшін диаграмма тұрғызамыз ($x, y - t$):



3.29-сурет. Бу және сұйық фазалар концентрациялары мен температура арасындағы диаграмма

3.29-суреттен колоннаның орта бөлігіндегі температура $t_F = 78,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$, бұл сәйкес болады $x_F = 0,273 \text{ кмоль/кмоль қоспа}$, жоғарғы бөлігіндегі температура $t_P = 64,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ($x_D = 0,974 \text{ кмоль/кмоль қоспа}$) және төменгі бөлігіндегі температура $t_W = 98,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ($x_W = 0,0085 \text{ кмоль/кмоль қоспа}$). Сонда орташа температура тең:

$$t_{\text{ор.ж}} = (t_p + t_F)/2 = (64,6 + 78,8)/2 = 71,7 \text{ } ^\circ\text{C};$$

$$t_{\text{ор.т}} = (t_F + t_W)/2 = (78,8 + 98,7)/2 = 88,8 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Энтальпияны есептеу. Метанолдың сулы ерітінділерінің жылуsыйымдылығының $C_{\text{жс}}, \text{кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$ концентрация және температураға тәуелділігі 3.5-кестеде көрсетілген.

3.5-кесте

Метанолдың сулы ерітінділерінің жылуsыйымдылығының тәуелділігі

x, мол. үлес	t, °C кезіндегі c _ж			x, мол. үлес	t, °C кезіндегі c _ж		
	20	40	60		20	40	60
0	75,3	75,3	75,4	0,6	83,3	88,6	94,7
0,2	83,1	86	89,2	0,8	84,1	89,3	96,1
0,4	83,2	87,8	92,8	1,0	84,8	89,6	97

Метанол (c₁) және судың (c₂) бу күйіндегі жылуsыйымдылықтары $\text{кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$ 3.6-кестеде келтірілген.

3.6-кесте

Метанол (c₁) және судың (c₂) бу күйіндегі жылуsыйымдылықтары

t, °C	0	50	100
c ₁	45,8	-	55,1
c ₂	-	34,8	36,7

$t_{\text{см}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ кезіндегі араластыру жылуының ($\Delta H_{\text{см}}, \text{кДж}/\text{кмоль}$) метанол x ерітіндісінің концентрациясына байланысы 3.7-кестеде көрсетілген.

3.7-кесте

Араластыру жылуының метанол x ерітіндісінің концентрациясына байланысы

x	0,00809	0,016	0,0318	0,0641	0,1358	0,3172	0,571
$\Delta H_{\text{см}}$	-56	-110,2	-213,4	-403,7	-698,3	-886	-748,4

3.7-кестенің жалғасы

x	0,7516	0,8637	0,9276	0,9622	0,99
$\Delta H_{см}$	-544,9	-351,9	-203,2	-112,3	-31,59

Бастапқы қоспа, дистиллят және кубтық қалдық энтальпиясының есебі.

Колоннаға түсетін бастапқы қоспаның энтальпиясы:

$$i_F = \Delta H_{см,F} + c_{ж,F} \cdot (t_F - 25).$$

3.5-кестеден сызықтық интерполяция мен орташа температурадағы бастапқы қоспаның жылуsыйымдылығын орташа арифметикалық мәнмен табамыз

$$(t_{cm} + t_F)/2 = (25 + 78,8)/2 = 51,9 \text{ } ^\circ\text{C};$$

осы температурадағы $c_{ж,F} = 90,3 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$. Сызықтық интерполяциямен 3.7-кестеден 27,3% (мол) метанолы бар ерітінді үшін араластыру жылуын табамыз

$$\Delta H_{см,F} = -868 \text{ кДж}/\text{кмоль}$$

Аламыз:

$$i_F = -868 + 90,3 \cdot (78,8 - 25) = 3917,51 \text{ кДж}/\text{кмоль}.$$

Дистиллят энтальпиясы

$$i_P = \Delta H_{см,P} + c_{ж,P} \cdot (t_P - 25).$$

3.7-кестеден орташа температурадағы дистиллят үшін жылуsыйымдылықты табамыз $(t_{cm} + t_P)/2 = (25 + 64,6)/2 = 44,8 \text{ } ^\circ\text{C}$;

осы температурадағы жылуsыйымдылық $c_{ж,P} = 91,45 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{K})$.

3.5-кестеден 97,4 % (мол) метанолы бар ерітінді үшін араластыру жылуын табамыз

$$\Delta H_{см,P} = -78 \text{ кДж}/\text{кмоль}.$$

Сонда аламыз

$$i_P = -78 + 91,45 \cdot (64,6 - 25) = 3543,42 \text{ кДж}/\text{кмоль}.$$

Кубтық қалдық энтальпиясы

$$i_W = \Delta H_{cm,W} + c_{ж,W} \cdot (t_W - 25).$$

Кестеден кубтық қалдық үшін орташа температураны табамыз $(t_{cm} + t_W)/2 = (25 + 98,7)/2 = 61,85^\circ C$;

осы температурадағы жылусыйымдылық

$$c_{ж,W} = 76,68 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot K).$$

3.7-кестеден 0,85 % (мол) метанолы бар ерітінді үшін араластыру жылуын табамыз $\Delta H_{cm,W} = -58 \text{ кДж}/\text{кмоль}$. Сонда аламыз

$$i_W = -58 + 76,68 \cdot (98,7 - 25) = 5593,32 \text{ кДж}/\text{кмоль}.$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
F, кг/с	3,4	2,75	4,18	5,95	6,90	1,93	7,91	3,75	4,65	6,85
X _F , масс%	31,0	35,8	41,1	28,5	25,6	21,8	18,7	29,5	43,5	41,6
σ ₁	1,1	1,6	0,98	0,8	1,3	2,0	1,7	1,2	1,24	2,0
σ ₂	2,5	3,45	1,90	1,87	2,95	4,90	2,95	1,98	1,98	2,90
σ ₃	3,42	4,53	2,02	3,02	4,02	6,03	3,53	3,03	3,04	4,04
σ ₄	5,62	8,12	5,23	6,52	7,65	10,3	5,23	7,03	5,34	5,04
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
F, кг/с	3,6	1,95	3,98	2,95	5,90	6,93	8,91	7,75	4,65	0,85
x _F , масс%	34,2	26,5	21,3	29,5	38,5	27,5	19,5	43,1	46,1	11,8
σ ₁	1,3	1,1	1,6	1,54	1,87	1,12	1,45	1,26	0,35	1,95
σ ₂	2,8	3,85	1,90	2,87	2,95	3,90	2,95	4,98	2,98	3,90
σ ₃	4,02	5,02	2,02	4,02	3,72	4,43	5,03	6,03	4,04	5,04
σ ₄	7,02	6,02	6,82	9,22	5,98	6,87	6,93	8,33	6,04	9,04
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
F, кг/с	3,6	1,95	3,98	2,95	5,90	6,93	8,91	7,75	4,65	0,85
x _F , масс%	34,2	26,5	21,3	29,5	38,5	27,5	19,5	43,1	46,1	11,8
σ ₁	2,0	1,7	1,2	1,24	2,0	1,1	1,6	0,98	0,8	1,3
σ ₂	4,90	2,95	1,98	1,98	2,90	2,5	3,45	2,90	1,87	2,95
σ ₃	6,03	3,53	3,03	3,04	4,04	3,42	4,53	4,02	3,02	4,02
σ ₄	10,3	5,23	7,03	5,34	5,04	5,62	8,12	7,02	6,52	7,65

**11-есеп. Үздіксіз ректификациялық колоннаны
кинетикалық қисық арқылы есептеу**

Ацетон-су бинарлы қоспасын ажыратуға арналған үздіксіз ректификациялық колоннаны есептеу керек. Мұнда колоннаның өнімділігі бастапқы қоспа бойынша $10000/3600=2,77$ кг/с; төменгі температурада қайнайтын компоненттің болуы: бастапқы қоспада $x_F=0,16$ кмоль ац./кмоль қоспа; дистиллятта $x_D=0,94$ кмоль ац./кмоль қоспа; кубтық қалдықта $x_W=0,02$ кмоль ац./кмоль қоспа; флегманың артықшылық коэффициенті 3,24; колоннадағы бу жылдамдығы 0,8 м/с; колонна арқылы өтетін будың көлемдік шығыны $V_{II}=1,2$ м³/с; газды фазадағы массаөту коэффициенті $K_y=0,02$ кмоль/(м²·с); колонна түрі – електі.

Шешуі. Ректификациялық колоннаға бу және сұйық бойынша түсетін кернеуді анықтау үшін тиімді (оптимальды) флегмалық санды R_{opt} анықтау қажет.

Флегманың минимальды санын анықтайды. Ол үшін ацетон-су қоспасы үшін тепе-теңдік диаграммасын тұрғызады (Қосымша, 12-кесте). Осыдан R_{min} -ді анықтаймыз.

$$R_{min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F} = \frac{0,94 - 0,78}{0,78 - 0,16} = 0,26,$$

мұндағы y^* – тепе-теңдіктегі будың концентрациясы (оны бу мен сұйық арасындағы тепе-теңдік диаграммасынан анықтайды).

Сәйкес флегмалық санды анықтаймыз

$$R = \sigma \cdot R_{min} = 3,24 \cdot 0,26 = 0,836.$$

Осыдан кейін ($y=A \cdot x+B$) жұмыстық сызық теңдеуін қолдана отырып, колоннаның жоғарғы бөлігі үшін графикалық түрде B коэффициентін анықтаймыз

$$B = \frac{x_D}{R_1 + 1} = \frac{0,94}{0,836 + 1} = 0,51.$$

B коэффициентін пайдалана отырып колоннаның жоғарғы және төменгі бөліктері үшін жұмыстық сызықтар тұрғызамыз.

Ректификациялық колоннаның диаметрін шығын теңдеуінен табамыз:

$$d_k = \sqrt{\frac{V_n}{0,785 \cdot w_n}} = \sqrt{\frac{1,20}{0,785 \cdot 0,8}} = 1,38 \text{ м.}$$

Зауыт каталогы бойынша диаметрі $d_k=1,4$ м болатын електі табақшалы стандартты ректификациялық аппаратты таңдап аламыз.

Сонда колоннадағы будың нақты жылдамдығы:

$$w_n = V_{\text{бу}} / 0,785 \cdot d^2 = 1,25 / 0,785 \cdot 1,4^2 = 0,81 \text{ м/с.}$$

Каталогтан диаметрі 1400 мм колонна үшін електі бір ағынды ТС-Р табақшасын қабылдап аламыз. Оның негізгі сипаттамалары мынандай: табақшадағы тесіктердің диаметрі $d_0=4$ мм; тесіктер арасындағы қашықтық 8 мм; табақшаның еркін қиындысы $F_e = 13,9 \%$; асып-төгілу бөгетінің биіктігі $h_{\text{пер}}=40$ мм; асып-төгілу бөгетінің ені $b=1050$ мм; табақшаның жұмыстық қимасы $S_r=0,63 \text{ м}^2$.

Табақша үшін ТБС-ты мына теңдеуден анықтайды

$$e^{m_y} = e^{K_y \cdot S_T / G_f},$$

мұндағы $G_f = 2,77 \text{ кг/с} = 2,77/58 = 0,047 \text{ кмоль/с.}$

Осыдан

$$e^{m_y} = e^{0,02 \cdot 0,63 / 0,047} = 1,3.$$

Екінші жағынан

$$e^{m_y} = \frac{y^* - y_c}{y^* - y_6} = \frac{CA}{CB} \text{ или } CB = AB / e^{m_y},$$

осыдан

$$CB = AB / 1,3.$$

Осылайша, график бойынша қалауынша алынған бірнеше CA , C_1A_1 , C_2A_2 , C_nA_n нүктелерінің арақашықтықтарын (мм) сызғышпен өлшей отырып (өлшеуді жұмыстық сызықтан

қашықтық, оны 400 мм деп алдық. Сонда ректификациялық колоннаның жалпы биіктігі:

$$H = H_T + z_{жс} + z_m = 4,0 + 1,5 + 2,5 = 8,0 \text{ м,}$$

мұндағы $z_{жс}$, z_T – сәйкес түрдегі жоғарғы табақша мен колоннаның қақпағы және төменгі табақша мен колоннаның түбі арасындағы арақашықтық. Стандартқа сай $Z_{ж}=1,5$ м. және $z_T=2,5$ м деп аламыз.

Нұсқалар

Нұск. №	Жүйе	G _б , тонна/ сағ	Нұск. №	Жүйе	G _б , тонна/ сағ
1	2	3	4	5	6
1	Азот қышқылы – су	19,5	16	Ацетон – бензол	7
2	Ацетон – бензол	19	17	Ацетон – су	8
3	Ацетон – су	18,5	18	Ацетон – су	11
4	Ацетон – метил спирті	17	19	Ацетон – метил спирті	10
5	Ацетон – этил спирті	17,5	20	Ацетон – этил спирті	6
6	Бензол – толуол	18	21	Бензол – толуол	5
7	Бензол – сірке қышқылы	17	22	Бензол – сірке қышқылы	5
8	Су – сірке қышқылы	17,5	23	Су – сірке қышқылы	11
9	Метил спирті – су	6,3	24	Метил спирті – су	8
10	Метил спирті – этил спирті	17	25	Метил спирті – этил спирті	9,0
11	Құм қышқылы – сірке қышқылы	15	26	Құм қышқылы – сірке қышқылы	8,7
12	Күкіртті көміртегі – CCl ₄	8,6	27	Күкіртті көміртегі – CCl ₄	9,0
13	Бензол – толуол	26	28	Бензол – толуол	35
14	Бензол – сірке қышқылы	21	29	Бензол – сірке қышқылы	32
15	Су – сірке қышқылы	18	30	Су – сірке қышқылы	32

12-есеп. Шашыратпалы экстракциялық колоннаның негізгі өлшемдерін анықтау

Фенолды судан бензолмен экстракциялап алуға арналған шашыратпалы экстракциялық колоннаның негізгі өлшемдерін анықтау керек. Мұндағы негізгі жағдайлар: бастапқы қоспа шығыны – $8 \text{ м}^3/\text{сағ}$; фенолдың судағы бастапқы концентрациясы – $0,5 \text{ кг}/\text{м}^3$, соңғы концентрациясы – $0,002 \text{ кг}/\text{м}^3$; фенолдың экстрагенттегі бастапқы концентрациясы – $0,01 \text{ кг}/\text{м}^3$, бензол тамшыларының еркін тұну жылдамдығы $w_t=w_{\text{хәп}}=0,121 \text{ м}/\text{с}$; экстрактордың бөлме температурасы – 25°C .

Шешуі. Бастапқы қоспа шығыны – $V_x = V_c = 8 \text{ м}^3/\text{сағ}$, $8/3600 = 0,0022 \text{ м}^3/\text{с}$.

Концентрацияны $\text{кг}/\text{м}^3$ деп алса, бензол мен судың арасындағы фенолдың таралу коэффициенті фенолдың аз концентрациясы кезінде тұрақты шама болып қалады. Ол 25°C температурада $m=2,22$ болады. Сәйкес түрде $m_0 = 0$.

Фенолдың аз концентрациясы болуына байланысты фазалардың тығыздықтарын және экстракция үдерісіндегі олардың шығындарын ескермесе де болады. Экстрагенттің соңғы концентрациясы бастапқы қоспамен тепе-теңдіктегі концентрациядан көп бола алмайтын болғандықтан, экстрагенттің ең аз шығыны:

$$V_{y,\min} = \frac{V_x \cdot (c_{x,6} - c_{x,c})}{c_y^* \cdot (c_{x,6} - c_{y,6})} = \frac{0,0022 \cdot (0,5 - 0,002)}{2,22 \cdot (0,5 - 0,01)} = 0,001 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Экстрагенттің нақты шығыны минимальды шығыннан көп болуы тиіс. Мысалы экстрагенттің шығыны минимальды шығыннан екі жарым есе көп болса ($V_y = V_d = 0,0025 \text{ м}^3/\text{с}$), онда ондағы фенолдың соңғы концентрациясы:

$$c_{y,c} = c_{y,6} + \frac{V_x}{V_y} (c_{x,6} - c_{x,c}) = 0,01 + \frac{0,0022}{0,0025} \cdot (0,5 - 0,002) = 0,448 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

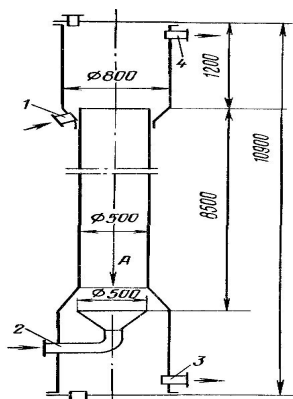
Колоннаның тұншығуындағы фазалардың фиктивтік қосынды жылдамдықтарын былай табамыз

$$(w_d + w_c)_3 = (1 - 4\Phi_3 + 7\Phi_3^2 - 4\Phi_3^3)w_{\text{хар}},$$

мұндағы Φ_3 – тұншығудағы ұстау мүмкіншілігі, ол тең болады

$$\Phi_3 = \frac{\sqrt{b^2 + 8b} - 3b}{4(1 - b)},$$

мұндағы $b = V_d/V_c = w_d/w_c = 0,0025/0,0022 = 1,14$ – дисперсті және тұтас фазалардың көлемдік шығындарының қатынастары, яғни экстрагент шығыны бастапқы қоспа шығынынан екі есе көп.



3.31-сурет. Шашыратқыш экстрактор

Шашыратпалы колоннадағы тамшылардың еркін тұну жылдамдығына тең сәйкес жылдамдықтарын қабылдай отырып табамыз (3.31-сурет):

$$\Phi_3 = \frac{\sqrt{1,14^2 + 8 \cdot 1,14} - 3 \cdot 1,14}{4(1 - 1,14)} = 0,343.$$

Осыдан

$$(w_d + w_c)_3 = (1 - 4 \cdot 0,343 + 7 \cdot 0,343^2 - 4 \cdot 0,343^3) \cdot 0,121 = 0,0357 \text{ см/с.}$$

Бұл жағдайдағы колоннаның мүмкін болатын минимальды диаметрі

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4(V_D + V_C)}{\pi(w_D + w_C)_3}} = \sqrt{\frac{4(0,0025 + 0,0022)}{3,14 \cdot 0,0357}} = 0,42 \text{ м.}$$

Колоннаның ішкі диаметрін 0,5 м деп аламыз. Колонна оған тұншығуда түсетін кернеудің 65 %-да жұмыс істейді.

Сонда

$$w_D = \frac{0,0357 \cdot 65}{100} = 0,023 \text{ м/с.}$$

Осыдан $w_D/w_C = 1,14$, яғни $w_C = 0,023/1,14 = 0,02 \text{ м/с.}$

Тұндырушы аймақтың диаметрін (оларды бірдей деп қабылдаймыз) мына жағдайда анықтаймыз, яғни дисперсті фаза мен қабырға арасында жылжитын тұтас фаза колонна ішіндегі жылдамдықпен қозғалады. Сонда тұндырушы аймақтың диаметрін мына теңдеуден табамыз

$$D_T = \sqrt{D^2 + \frac{4V_c}{\pi \cdot w_c}} = \sqrt{0,5^2 + \frac{4 \cdot 0,0022}{3,14 \cdot 0,02}} = 0,5 \text{ м.}$$

Тұндырушы аймақтың диаметрін 0,5 м деп аламыз.

Колоннаның жұмыстық бөлігінің биіктігін 6,0 м, жоғарғы және төменгі тұндырушы аймақтың биіктігін 1,2 м деп алып, экстрактордың жалпы биіктігін аламыз

$$H_9 = H_{p,6} + H_{жс} + H_m = 6,0 + 1,2 + 1,2 = 8,4 \text{ м.}$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$V_X, \text{ м}^3/\text{сағ}$	8,5	7,5	9,5	4,0	12,5	11,5	6,0	4,7	10,8	14,8
$w_T, \text{ м/с}$	0,1	0,12	0,21	0,15	0,07	0,13	0,19	0,11	0,14	0,15
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$V_X, \text{ м}^3/\text{сағ}$	13,8	9,0	5,0	14,0	12,0	5,8	9,6	12,8	7,4	8,4
$w_T, \text{ м/с}$	0,15	0,07	0,13	0,19	0,19	0,11	0,14	0,15	0,21	0,15
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$V_X, \text{ м}^3/\text{сағ}$	5,8	9,6	12,8	7,4	8,4	8,5	7,5	9,5	4,0	12,5
$w_T, \text{ м/с}$	0,19	0,11	0,14	0,15	0,07	0,13	0,19	0,21	0,1	0,15

13-есеп. Мерзімдік адсорбциялық қондырғыны есептеу

Адсорбенттік қабаты қозғалмайтын мерзімдік адсорбциялық қондырғыны мына жағдайда есептеу керек: булы-ауалы қоспаның шығыны – 20000 м³/сағ; қоспа температурасы – 18 °С; адсорбенттің эквиваленттік диаметрі 2,0·10⁻³м; адсор-бенттің төкпелі тығыздығы 550 кг/м³; аппарат түрі – сақиналық.

Шешуі. Газдың мүмкін болатын фиктивтік жылдамдығын адсорбердің жұмыс істеуін техника-экономикалық талдау негізінде алынған теңдеумен есептейді:

$$w = \sqrt{\frac{0,0167 \rho_{\text{нас}} d_g g}{\rho_y}}$$

мұндағы $\rho_y = 1,2 \text{ кг/м}^3$ – 18 °С температурадағы ауа тығыздығы (Қосымша, 3-кесте).

Адсорбердегі газдың мүмкін болатын жылдамдығы:

$$w = \sqrt{\frac{0,0167 \cdot 550 \cdot 2,0 \cdot 10^{-3} \cdot 9,8}{1,2}} = 0,387 \text{ м/с.}$$

Адсорбердегі газдың жұмыстық жылдамдығын мүмкін болатын жылдамдықтан 25 % төмен аламыз:

$$w_p = 0,75 \cdot 0,387 = 0,29 \text{ м/с.}$$

Адсорбер диаметрі

$$D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_p}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 20000}{3,14 \cdot 0,29 \cdot 3600}} = 5,0 \text{ м.}$$

Сақиналы тік адсорберді аламыз. Адсорбердің жұмыс істеуін қамтамасыз ете алатын аппараттағы белсендірілген көмірдің биіктігін 0,7 м деп аламыз. Адсорбердің цилиндрлік бөлігінің жалпы биіктігін 1,7 м деп аламыз. Оған газдың таратылу құрылғыларын, штуцерлерді және бақылау-өлшеу аспаптарын орнатуға қажетті қосымша биіктіктерді қосамыз (қақпақ астынан 2 м және түбінен 1 м). Сонда адсорбердің жалпы биіктігі

$$H_a = H_{\text{ц}} + H_{\text{жог}} + H_{\text{төм}} = 1,7 + 2,0 + 1,0 = 4,7 \approx 5,0 \text{ м.}$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$V=X \cdot 10^3$, м ³ /сағ	20	15	18	21	25	21	16	19	22	23
T, °C	10	20	30	40	50	30	40	50	10	20
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$V=X \cdot 10^3$, м ³ /сағ	13,8	19,0	15,0	14,0	12,0	15,8	19,6	12,8	17,4	18,4
T, °C	30	40	50	10	20	10	20	30	40	50
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$V=X \cdot 10^3$, м ³ /сағ	15,8	19,6	12,8	17,4	18,4	18,5	17,5	19,5	14,0	12,5
T, °C	30	40	50	10	20	50	10	20	10	20

14-есеп. Барабанды кептіргіштің негізгі өлшемдерін есептеу

Кептіргіштің кептірілетін материалдар бойынша өнімділігі 36000 кг/сағ; ылғалдылығы: бастапқы 3,5 %; соңғы 0,4 %; материал бөлшектерінің өлшемдері 0,2 мм; кептіргіш агенттің бастапқы температурасы 300 °C; кептіргіш агенттің соңғы температурасы 100 °C. Кептіргіш барабандағы қысым 10^5 Па. Кептіргіш барабандағы су буының парциалдық қысымы 9271 Па. Бірлік қысыммен өрнектелген орташа қозғаушы күш 5795 Па. Барабанды кептіргіштің негізгі өлшемдерін есептеу керек.

Шешуі. Кептіру үдерісінде бөлінетін ылғал мөлшері

$$W = G_1 \frac{\omega_1 - \omega_2}{100 - \omega_2} = 36000 \frac{3,5 - 0,4}{100 - 0,4} = 1120,5 \text{ кг/сағ}$$

немесе 0,31 кг/с.

Кептірілген материалдың мөлшері

$$G_2 = G_1 - W = 36000 - 1120,5 = 34879,5 \text{ кг/сағ.}$$

Бөлшектерінің өлшемі 0,2-ден 5 мм және төкпе тығыздығы $\rho_m = 800\text{--}1200 \text{ кг/м}^3$ болатын жартылай дисперлі материалдардағы газ жылдамдығын 2–5 м/с деп қабылдайды. Барабандағы

газ жылдамдығын $w=2,4$ м/с деп аламыз. Барабандағы орташа температурадағы $t_{op}=(300+100)/2=200$ °C кептіргіш агенттің тығыздығы осы температурадағы ауа тығыздығына сай болады:

$$\rho_{cp} = \frac{M}{v_o} \cdot \frac{T_o}{T_o + t} = \frac{29 \cdot 273}{22,4 \cdot 473} = 0,747 \text{ кг/м}^3.$$

Бұл ретте $w\rho_{op}=2,4 \cdot 0,747 = 1,8$ кг/м²с.

Барабанның айналу жиілігі әдетте 5–8 айн/мин аспайды; қабылдаймыз $n=5$ айн/мин.

Барабанды кептірілетін материалдармен тиімді толтыру коэффициентін $\beta=12$ % деп қабылдаймыз.

Көлемдік массаберу коэффициенті:

$$\begin{aligned} \beta_v &= 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{(w\rho_{cp})^{0,9} \cdot n^{0,7} \cdot \beta^{0,54} \cdot P_0}{c\rho_{cp}(P_0 - P)} = \\ &= 1,62 \cdot 10^{-2} \frac{1,8^{0,9} \cdot 5^{0,7} \cdot 12^{0,54} \cdot 10^5}{1 \cdot 0,747 \cdot (10^5 - 9271)} = 0,478 \text{ с}^{-1}. \end{aligned}$$

Массаөтудің орташа қозғаушы күшін Δx_{op} төмендегі теңдеуден табамыз

$$\Delta x_{op} = \frac{\Delta x_{\bar{o}} - \Delta x_m}{\ln(\Delta x_{\bar{o}} / \Delta x_m)} = \frac{\Delta P_{op} M_{cy}}{P_o v_o (T_o + t_o) / T_o},$$

яғни

$$\Delta x_{op} = \frac{5795 \cdot 18}{10^5 \cdot 22,4(273 + 200) / 273} = 0,0269 \text{ кг/м}^3.$$

Ылғалды буландырып жіберу үдерісін жүргізуге қажетті кептіргіш барабанның көлемін ылғалды материалды қыздыруға керекті аппарат көлемін ескермей табамыз:

$$V_c = W / (\beta_v \Delta x_{cp}) = 0,310 / (0,478 \cdot 0,0269) = 24,1 \text{ м}^3.$$

Ылғалды материалды қыздыруға керекті аппарат көлемін $3,5 \text{ м}^3$ деп аламыз.

Сонда кептіргіш барабанның жалпы көлемі

$$V=24,1 + 3,5=27,6 \text{ м}^3.$$

Зауыттық каталог бойынша кептіргіш барабанды келесі сипаттамаларымен қабылдаймыз: барабанның ішкі диаметрі $d=1,8 \text{ м}$; барабан ұзындығы $l=12 \text{ м}$; сыртқы цилиндр қабырғасының қалыңдығы 12 мм ; кептіру кеңестігінің көлемі $V=30,5 \text{ м}^3$; ұяшықтар саны 28 дана; барабанның айналу жиілігі 5 айн/мин ; қозғалтқыштың пайдалану қуаттылығы $10,3 \text{ кВт}$; жалпы массасы $24,7 \text{ т}$.

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
$G_1, \text{ т/сағ}$	20	35	38	41	45	31	46	29	32	23
$T_6, ^\circ\text{C}$	340	420	330	240	450	530	340	250	410	320
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
$G_1, \text{ т/сағ}$	33,8	29,0	35,0	44,0	42,0	35,8	29,6	52,8	37,4	28,4
$T_6, ^\circ\text{C}$	330	340	250	410	420	410	520	430	340	450
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
$G_1, \text{ т/сағ}$	25,8	19,6	32,8	37,4	28,4	38,5	47,5	39,5	44,0	42,5
$T_6, ^\circ\text{C}$	430	440	350	510	420	450	410	520	510	420

15-есеп. Кристаллизатордағы қажетті суыту бетінің ауданын және су шығынын есептеу

Сумен суытпалы көйлегі мен араластырғышы бар мерзімдік кристаллизаторда NaNO_3 -ің 2 м^3 қаныққан ерітіндісі $70 \text{ }^\circ\text{C}$ температурадан $25 \text{ }^\circ\text{C}$ температураға дейін суынады. Суытқыш судың бастапқы температурасы $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Суытқыш судың шығынын және кристалдану уақытын анықтау керек. Мұндағы жылуөту коэффициенті $K=250 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$.

Шешуі. NaNO_3 -ің еру қисығы бойынша қаныққан ерітіндінің мөлшері $70 \text{ }^\circ\text{C}$ температурада $a_1=0,575$ (масс. үлес) және $25 \text{ }^\circ\text{C}$ температурада $a_2=0,480$ болады. NaNO_3 кристалдарының жылусыйымдылығы $c_{\text{кр.}}=1,105 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ болғандықтан, аддитивтілік ережесінен бастапқы қоспаның жылусыйымдылығын табады

$$c_1 = a_1 c_{кр.} + (1 - a_1) c_{cy} = 0,575 \cdot 1,105 + 0,425 \cdot 4,19 = 2,413 \text{ кДж/кг} \cdot \text{град},$$

мұндағы c_{cy} – 4,19 кДж/(кг · град) болатын судың жылу сыйымдылығы.

Кристалдандыру жылуы $q = 254,1$ кДж/кг, бастапқы ерітіндінің тығыздығы $\rho_1 = 1460$ кг/м³.

Жылулық баланс теңдеуінен ерітіндіні кристалдандыруда одан алып кететін жылудың мөлшерін табады

$$Q = V \rho_1 c_1 (t_{1н} - t_{1к}) + G_{кр} q.$$

Түсетін кристалдардың мөлшерін құрғақ заттар бойынша материалдық баланстан алады:

$$G_{кр} = \frac{a_1 - a_2}{1 - a_2} V \rho_1 = \frac{0,575 - 0,480}{1 - 0,480} \cdot 2 \cdot 1460 = 533,5 \text{ кг}.$$

Осылайша

$$Q = 2 \cdot 1460 \cdot 2,413 \cdot (70 - 25) + 533,5 \cdot 254,1 = 452760 \text{ кДж}.$$

Жылуөту бетін анықтаймыз. Кристалданатын ерітіндінің көлемі берілген, аппарат түрі белгілі, сондықтан конструктивті түрде оның негізгі өлшемдерін қабылдап аламыз. Яғни, $D = 1,4$ м және $H = 1$ м.

Таңдап алынған өлшемдегі аппараттың жылуөту беті

$$F = \pi D H + \pi \frac{D}{2} \cdot \frac{D \sqrt{2}}{2} = \pi \cdot 1,4 \left(1,0 + \frac{1,4}{4} \sqrt{2} \right) = 6,95 \text{ м}^2.$$

Суытудың соңғы сәтінде $t_{2к} = 20^\circ\text{C}$, суытқыш көйлектен шығатын су температурасын анықтаймыз

$$A = \frac{t - t_{2н}}{t - t_{2к}} = \frac{25 - 15}{25 - 20} = 2,0.$$

Осыдан орташа температуралар айырымы

$$\Delta t_{cp} = \frac{t_{1n} - t_{1к}}{2,3 \lg \frac{t_{1n} - t_{2n}}{t_{1к} - t_{2n}}} \cdot \frac{A - I}{2,3 \lg A} =$$

$$= \frac{70 - 25}{2,3 \lg \frac{70 - 15}{25 - 15}} \cdot \frac{2,0 - 1}{2,3 \cdot \lg 2,0} = 18,8^{\circ}C$$

Табылған F, A және Δt_{op} мәндері бойынша кристалдандыру уақытын анықтаймыз:

$$\tau = \frac{Q}{KF \Delta t_{op}} = \frac{452760 \cdot 10^3}{250 \cdot 6,95 \cdot 18,8} = 13860,7c \approx 4 \text{ сағ.}$$

Су шығынын мына теңдеуден анықтаймыз:

$$G_B = \frac{KF}{c_{cy} \ln A} = \frac{250 \cdot 6,95}{4190 \cdot 2,3 \lg 2,0} = 0,598 \text{ кг/с,}$$

мұндағы $c_{cy} = 4190 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{град)}$ – судың жылу сыйымдылығы.

Кристалдандыру кезіндегі судың жалпы шығыны

$$G_{cy} = G_B \tau = 0,598 \cdot 13860,7 = 8288,7 \text{ кг.}$$

Нұсқалар

Нұсқ.№	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
V, м ³	2	3,5	3,8	4,1	4,5	3,1	4,6	2,9	3,2	2,3
K, Вт/(м ² · град)	240	320	330	240	450	330	340	250	410	320
Нұсқ.№	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
V, м ³	3,8	2,0	3,0	4,0	2,0	3,8	2,6	5,8	3,4	2,4
K, Вт/(м ² · град)	330	340	250	410	420	410	520	430	340	450
Нұсқ.№	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
V, м ³	5,8	1,6	3,8	3,4	2,4	3,5	4,5	3,5	4,0	4,5
K, Вт/(м ² · град)	430	440	350	510	420	450	410	520	510	420

3.13. Зертханалық жұмыстар бойынша есептеу мысалдары

1-зертханалық жұмыс. Абсорбция үдерісіндегі массаөту коэффициентін анықтау

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда биіктігі 1,5 м, диаметрі 0,1 м қондырмалы абсорберге берілген аммиак-ауа газды қоспасын айыру. Есептелген мәндер бойынша K_y мен w арасында график тұрғызу.

Тәжірибеде аммиактың газдағы бастапқы концентрациясы 45 % (көлем). Абсорбердің жоғары жағынан шыққан газ құрамындағы аммиактың концентрациясы 0,4 % (көлем). Газды қоспаның шығыны 12 дм³/с. Газды қоспаға қарама-қарсы бағытпен жіберілген абсорбенттің (судың) шығыны 0,5 дм³/с. Газды қоспаның температурасы 30 °С. Абсорбер ішіндегі қысым 1,7 атм. Қондырманың меншікті беті 330 м²/м³.

Тәжірибелік нәтижелерді өңдеу. Берілген шамаларды СИ жүйесіне келтіріп, қалыпты жағдайдағы газ тығыздығын табамыз

$$\rho_z = \rho_0 \frac{PT_0}{P_0T} = 1,29 \frac{226100 \cdot 273}{1,33 \cdot 10^5 \cdot 303} = 1,975 \text{ кг/м}^3.$$

Газдың массалық шығыны

$$G_T = V_T \cdot \rho_T = 0,012 \cdot 1,975 = 0,0237 \text{ кг/с.}$$

Абсорбердің төменгі жағындағы, газ құрамындағы аммиактың салыстырмалы массалық үлесі:

$$y_T = \frac{17y_T}{29(1 - y_T)} = \frac{17 \cdot 0,45}{29 \cdot (1 - 0,45)} = 0,479 \text{ кг газ/кг аммиак.}$$

$$y_{ж} = \frac{17y_{ж}}{29(1 - y_{ж})} = \frac{17 \cdot 0,004}{29 \cdot (1 - 0,004)} = 0,00235 \text{ кг газ/кг аммиак.}$$

Аммиактың сіңірілу дәрежесі

$$\eta = \frac{Y_T - Y_{\text{ж}}}{Y_T} = 0,98 = 99 \%$$

Бір уақыт мезгілінде сіңірілген аммиак мөлшері

$$M = G_T(Y_T - Y_{\text{ж}}) = 0,0237 \cdot (0,479 - 0,00235) = 0,0112 \text{ кг/с.}$$

Бір уақыт мезгіліндегі абсорбенттің массалық шығыны

$$L = V_{\text{су}} \cdot \rho_{\text{су}} = 0,0005 \cdot 1000 = 0,5 \text{ кг/с.}$$

Абсорбердің төменгі жағындағы, абсорбенттегі аммиактың салыстырмалы массалық үлесі

$$x_T = \frac{M}{L} = 0,0112 / 0,5 = 0,0224 \text{ кг аммиак/кг су.}$$

Генри тұрақтысын анықтаймыз

$$\lg \psi = 11,468 - \frac{1922}{T} = 11,468 - \frac{1922}{303} = 5,125, \quad \psi = 0,71.$$

Абсорбердің төменгі жағындағы, тепе-теңдік жағдайындағы аммиактың парциалдық қысымы

$$p_T^* = \psi \cdot x_T = 0,709 \cdot 0,0224 = 0,016 \text{ Па.}$$

Абсорбердің төменгі жағындағы, тепе-теңдік жағдайындағы аммиактың салыстырмалы массалық үлесі

$$Y_T^* = \frac{17}{29} \cdot \frac{p_T^*}{P - p_T^*} = 0,586 \cdot \frac{0,016}{226100 - 0,016} = 7,07 \cdot 10^{-8}.$$

Абсорбция үдерісінің қозғаушы күші

$$\Delta Y_T = Y_T - Y_T^* = 0,479 - 7,07 \cdot 10^{-8} = 0,479 \text{ кг аммиак/кг ауа;}$$

$$\Delta Y_{\text{ж}} = Y_{\text{ж}} - Y_{\text{ж}}^* = 0,00235 - 0 = 0,00235 \text{ кг аммиак/кг ауа.}$$

Осыдан

$$\Delta Y_{\text{ор}} = \frac{\Delta Y_T - \Delta Y_{\text{ж}}}{2,3 \lg \frac{\Delta Y_T}{\Delta Y_{\text{ж}}}} = 0,09 \text{ кг аммиак/кг ауа.}$$

Абсорбердегі газ жылдамдығы

$$w = \frac{V_z}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,012}{0,785 \cdot 0,1^2} = 1,52 \text{ м/с.}$$

Абсорбердің массаөту беті

$$F = 0,785 \cdot D^2 H \sigma = 0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 1,5 \cdot 330 = 3,38 \text{ м}^2.$$

Массаөту коэффициенті

$$K_y = \frac{M}{F \Delta V_{op}} = 0,0112 / (3,38 \cdot 0,09) = 0,0324 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг}/\text{кг}).$$

Осылайша, нұсқалар бойынша w_1 ; w_2 ; w_3 және массаөту коэффициентінің сәйкес мәндерін тауып $K_y = f(w)$ графигін тұрғызамыз.

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	$V_{г}$, дм ³ /с	$V_{сy}$, дм ³ /с	$Y_{г}$, көл. %	$Y_{ж}$, көл. %	Нұсқ. №	$V_{г}$, дм ³ /с	$V_{сy}$, дм ³ /с	$Y_{г}$, көл. %	$Y_{ж}$, көл. %
1	45; 15 1,5	4 0,4 0,04	32	0,6	16	40 11 1,1	3,5 0,35 0,035	45	0,7
2	40 20 2	4 0,4 0,04	40	0,5	17	20 12 1,2	5 0,5 0,05	45	0,4
3	70 27 2,7	6 0,6 0,06	25	0,3	18	40 5 0,5	3 0,3 0,03	35	0,55
4	30 30 3	6,5 0,65 0,065	20	0,2	19	30 6 0,6	5 0,5 0,05	40	0,5
5	60 40 4	7 0,7 0,07	18	0,15	20	25 8 0,8	4 0,4 0,04	40	0,5
6	85 45 4,5	2,5 0,25 0,025	35	0,3	21	85 65 6,5	7 0,7 0,07	45	0,6
7	60 50 5	3 0,3 0,03	30	0,2	22	70 70 7	7,5 0,75 0,075	50	0,5

8	75 55 5,5	3,5 0,35 0,035	30	0,8	23	19 9 0,9	4,5 0,45 0,045	30	0,5
9	85 65 6,5	7 0,7 0,07	45	0,6	24	30 10 1	3 0,3 0,03	35	0,55
10	70 70 7	7,5 0,75 0,075	50	0,5	25	21 11 1,1	3,5 0,35 0,035	35	0,6
11	19 9 0,9	4,5 0,45 0,045	30	0,5	26	60 40 7	7,5 0,75 0,075	45	0,55
12	30 10 1	3 0,3 0,03	35	0,55	27	39 9 0,9	3,5 0,35 0,035	35	0,50
13	21 11 1,1	3,5 0,35 0,035	35	0,6	28	40 30 1	3 0,3 0,03	35	0,25
14	42 12 1,2	5 0,5 0,05	35	0,6	29	31 11 1,1	3,5 0,35 0,035	35	0,42
15	30 10 1	0,03 0,3 3	35	0,55	30	32 12 1,2	5 0,5 0,05	35	0,45

2-зертханалық жұмыс. Жай айдау. Мерзімдік дефлегмациялық жай айдау үдерісін зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда этил спирті – су қоспасын 760 мм сын. бағ. қысым астында мерзімдік дефлегмациялық жай айдау арқылы үдерістің материалдық және жылулық балансын құру, сонымен бірге алынатын дистиллят пен кубтық қалдықтың мөлшерлерін анықтау.

Тәжірибедегі бастапқы қоспаның көлемі 1000 мл, ал алынатын дистилляттың көлемі бастапқы қоспаның көлемінің $\frac{1}{4}$ бөлігін құрайды. Бастапқы қоспаның құрамы 50 масс. % , дистилляттың құрамы 75 масс. % , кубтық қалдық 5 масс. % , үдеріс уақыты 30 мин, салқындататын су шығыны 4 кг/с, кубтағы температура 90 °С, дефлегматордан шығардағы бу фазасының температурасы 85 °С, салқындататын судың дефлегматордың көйлегіне кіретін және шығатын температуралары сәйкес түрде 30°С және 45°С.

Тәжірибелік нәтижелерді өңдеу. Тәжірибелік нәтижелер негізінде ажырататын қоспа этил спирті – су жүйесі үшін $y(y^*) - x$ диаграммасында $y^* = f(x)$ тепе-теңдік сызығы (3.10-кесте бойынша) және $y=x$ тең құрамды сызығы (диаграмма диагоналы) тұрғызылады (3.32-сурет).

3.10-кесте

Этил спирті – су жүйесі үшін бу-сұйық тепе-теңдігі

х, моль. үлесі	у, моль. үлесі	t, °C	х, моль. үлесі	у, моль. үлесі	t, °C
0	0	100	0,3273	0,5826	81,5
0,019	0,17	95,5	0,3965	0,6122	80,7
0,0721	0,3891	89	0,5079	0,6564	79,8
0,0966	0,4375	86,7	0,5198	0,6599	79,7
0,1238	0,4704	85,3	0,5732	0,6841	79,3
0,1661	0,5089	84,1	0,6763	0,7385	78,74
0,2337	0,5445	82,7	0,7472	0,7815	78,41
0,2608	0,558	82,3	0,8943	0,8943	78,15

x_W, x_D концентрацияларының мәндерін массалық үлестен мольдік бірлікке ауыстырады және оны $y(y^*)-x$ диаграммасының абсцисса иініне орналастырады.

Бастапқы қоспа үшін

$$x_F = \frac{\frac{\bar{x}_F}{M_{ЖК}}}{\frac{x}{M_{ЖК}} + \frac{(1-x)}{M_{АК}}} = \frac{\frac{50}{46}}{\frac{50}{46} + \frac{(100-50)}{18}} = 0,28 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Дистиллят үшін

$$x_D = \frac{\frac{\bar{x}_D}{M_{ЖК}}}{\frac{x}{M_{ЖК}} + \frac{(1-x)}{M_{АК}}} = \frac{\frac{75}{46}}{\frac{75}{46} + \frac{(100-75)}{18}} = 0,54 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Кубтық қалдық үшін

$$x_W = \frac{\frac{\bar{x}_W}{M_{ЖК}}}{\frac{x}{M_{ЖК}} + \frac{(1-x)}{M_{АК}}} = \frac{\frac{5}{46}}{\frac{5}{46} + \frac{(100-5)}{18}} = 0,02 \text{ кмоль/кмоль.}$$

Мұндағы $M_{ЖК}$, $M_{АК}$ – жеңіл және ауыр ұшатын компоненттердің молекулалық массалары.

Дистилляттың орташа молекулалық массасын табады

$$M_D = x_D M_{ЖК} + (1 - x_D) M_{АК} = 0,54 \cdot 46 + (1 - 0,54) \cdot 18 = 33,12 \text{ кг/кмоль.}$$

Дистиллят бойынша орташа өнімділікті табады, кмоль/с:

$$V_D = \frac{V \cdot \rho_D}{\tau \cdot M_D} = \frac{2,5 \cdot 10^{-4} \cdot 730}{1800 \cdot 33,12} = 3,22 \cdot 10^{-6} \text{ кмоль/с.}$$

Мұнда $2,5 \cdot 10^{-4}$ - үдерісте алынған дистилляттың көлемі, м³; 730 кг/м³ – 85 °С температурадағы этил спиртінің тығыздығы.

Дефлегматордың жылулық күш түсуін есептейді

$$Q_D = G_{cy} c_{cy} (t_4 - t_3) = 4 \cdot 4,18 \cdot (45 - 30) = 250,8 \text{ Вт,}$$

мұндағы c_{cy} – судың жылусыйымдылығы, Дж/(кг·град); t_3, t_4 – тәжірибе кезіндегі дефлегматорға кіретін және шығатын судың сәйкес түрдегі орташа температуралары.

Дефлегматорға түсетін бу фазасының шығыны, G (моль/с)

$$G = Q_D / r^* + V_D = (250,8 / 40522) + 3,22 \cdot 10^{-6} = 0,006 \text{ моль/с.}$$

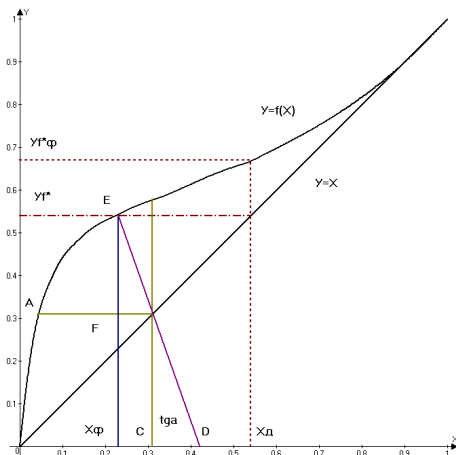
Мұндағы r^* – бу түзілу мольдік жылуы. Компоненттердің булануының мольдік жылуының жақындығына байланысты есептеуде қабылдайды, $r^* = 40522$ Дж/моль.

Дефлегматорда конденсирленетін будың үлесін табады

$$\beta = 1 - V_D / G = 1 - 3,22 \cdot 10^{-6} / 0,006 = 0,99.$$

Кубтық қалдық мөлшерін есептейді. Ол үшін кубтық сұйықтың концентрациясының ($x_{W,H}$; $x_{W,K}$) өзгеру аралығын x_0 ,

$x_1, \dots, x_n$ нүктелерімен белгілеп бірнеше кесінділерге бөледі. 3.32-суретте көрсетілген сызындыларды қайталай отырып дефлегматордан шығатын бу y_{Φ}^* мен флегманың x_{Φ} концентрациясын анықтайды. Алынған нәтижелерді кестеге енгізеді.



3.32-сурет. Мерзімдік дефлегмациялық жай айдау үдерісіне

$x_F = x_{WH} = 0,28$ үшін $\text{tg}\alpha$ -ны табады

$$\text{tg}\alpha = \frac{(1-\beta) \cdot y}{\beta} = \frac{(1-0,99) \cdot 0,57}{0,99} = 0,01 \cdot 0,57 = 0,0003,$$

осыдан

$$y_{F\Phi} = 0,57 \text{ және } y_{F\Phi}^* = 0,68.$$

$y_1 = 0,45$ және $x_1 = 0,12$ үшін $\text{tg}\alpha$ -ны табады

$$\text{tg}\alpha = \frac{(1-\beta) \cdot y}{\beta} = 0,01 \cdot 0,45 = 0,00023,$$

осыдан

$$x_{\Phi 1} = 0,45 \text{ және } y_{\Phi 1}^* = 0,63.$$

$y_2 = 0,36$ және $x_2 = 0,06$ үшін $\text{tg}\alpha$ -ны табады

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{(1-\beta) \cdot y}{\beta} = 0,01 \cdot 0,36 = 0,00019,$$

осыдан

$$x_{\Phi 2} = 0,36 \text{ және } y_{\Phi 2}^* = 0,6.$$

$x_W = x_{WK} = 0,02$ үшін $\operatorname{tg} \alpha$ -ны табады

$$\operatorname{tg} \alpha = \frac{(1-\beta) \cdot y}{\beta} = 0,01 \cdot 0,15 = 0,00008,$$

осыдан

$$y_{W\Phi} = 0,15 \text{ және } y_W^* = 0,49.$$

Есептеу нәтижелері 3.11- кестеде келтірілген.

3.11-кесте.

Есептеу нәтижелері

x	y_{Φ}^*	$\psi = I / (y_{\Phi}^* - x)$
0,28	0,68	2,5
0,12	0,63	1,96
0,06	0,6	1,85
0,02	0,49	2,128

Интеграл мәнін трапеция әдісімен табады:

$$I = \ln \frac{F}{W} = \int_{x_{WK}}^{x_{W\Phi}} [dx / (y_{\Phi}^* - x)] \approx \sum_{i=1}^n 0,5(\psi_i + \psi_{i-1}) \cdot (x_i - x_{i-1}) =$$

$$= 0,5 \cdot 8,438 \cdot 0,48 = 2,033.$$

Кубтық қалдық мөлшерін табады

$$W = F / \exp(I) = 0,048 / e^{2,033} = 0,0063 \text{ кмоль.}$$

$$F = \frac{G_{\text{баст}}}{(x_{WH} M_{JK} + (1 - x_{WH}) M_{AK})} = \frac{0,001 \cdot 900}{0,02 \cdot 46 + (1 - 0,02) \cdot 18} = 0,048 \text{ кмоль.}$$

Мұндағы F – бастапқы қоспаның мольдік мөлшері; $G_{\text{баст}}$ – бастапқы қоспаның массасы, кг; 900 кг/м^3 – 90°C температурадағы этил спиртінің тығыздығы.

Дистилляттың мөлшері

$$D = F - W = 0,048 - 0,0063 = 0,042 \text{ кмоль.}$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ.№	Концентрация, масс. %			Уақыт τ , с	V_F , мл	$G_{\text{сү}}$, кг/с	Температура			
	x_F	x_D	x_W				t_1	t_2	t_3	t_4
1	48	75	3	1600	1100	4	90	65	30	40
2	40	75	5	1700	1300	4	85	70	30	40
3	53	75	6	900	1000	6	93	70	32	45
4	38	70	4	1800	800	3	80	75	37	43
5	43	80	3	1200	1500	5	91	78	32	43
6	35	85	5	1100	700	3	92	68	33	48
7	45	75	3	1300	1400	4	90	70	30	50
8	52	85	4	1800	850	3	80	75	35	41
9	50	80	6	1500	1200	4	88	73	33	46
10	52	77	4	1400	1500	7	95	75	30	50
11	45	77	5	1200	1000	4	92	65	30	40
12	38	80	3	1500	1000	4	87	70	30	40
13	47	78	4	1900	1300	6	90	70	32	45
14	42	79	2	800	1800	3	85	75	37	43
15	48	75	6	1250	500	5	81	78	32	43
16	43	80	7	1000	700	3	95	68	33	48
17	49	83	5	1600	400	4	92	70	30	50
18	47	75	5	1100	850	3	86	75	35	41
19	53	81	4	1200	1200	4	84	73	33	46
20	42	77	3	1900	1300	7	90	75	30	50
21	40	78	4	800	900	3	90	75	31	42
22	46	80	2	700	1000	4	85	73	35	41
23	53	75	4	1100	300	7	80	72	30	45
24	50	79	6	1800	800	3	87	77	35	47
25	48	79	3	1450	1500	4	91	75	33	48
26	51	80	5	1600	1700	3	85	78	33	43
27	49	81	2	1300	1400	5	82	60	34	48

28	42	75	7	1100	1850	2	96	75	35	47
29	50	86	4	1000	200	8	94	77	35	49
30	42	77	4	900	300	5	93	75	32	51

3-зертханалық жұмыс. Табақшалы ректификациялық колоннаны зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Зертханалық жағдайда диаметрі 200 мм, атмосфералық қысым астында үздіксіз жұмыс істейтін, ректификациялық колоннадағы табақшалар санын (табақшалар арасындағы арақашықтық 0,3 м) және колоннаның биіктігін табу.

Колоннаға берілетін бастапқы қоспа метанол-су жүйесінің шығыны 60 кг/сағ, концентрациясы ТК (төменгі температурада ұшатын компонент бойынша) 16,5 % (масс), алынған дистилляттың концентрациясы 99,5 % (масс), кубтық қалдықтың концентрациясы 0,5 % (масс). Колоннадағы флегма артықшылығы $\sigma=1,2$; массаөту коэффициенті $K_T=0,004$ кмоль/(м²с); табақшаның жұмыстық ауданы $S_T=0,063$ м².

Тәжірибелік нәтижелерді өңдеу.

1.Массалық үлесті мольдік үлеске айналдырамыз

$$x_f = \frac{\frac{x_f' / M_y}{\frac{x_f'}{M_y} + \frac{100 - x_f'}{M_x}}}{\frac{16,5}{32} + \frac{(100 - 16,5)}{18}} = 0,1 \frac{\text{кмоль.мет.}}{\text{кмоль. коспа}}.$$

Дистиллят

$$x_D = \frac{\frac{x_D' / M_y}{\frac{x_D'}{M_y} + \frac{100 - x_D'}{M_x}}}{\frac{99,5}{32} + \frac{100 - 99,5}{18}} = 0,99 \frac{\text{кмоль.мет.}}{\text{кмоль. коспа}}.$$

Кубтық қалдық

$$x_w = \frac{\frac{x_w' / M_y}{\frac{x_w'}{M_y} + \frac{100 - x_w'}{M_x}}}{\frac{0,5}{32} + \frac{100 - 0,5}{18}} = 0,0028 \frac{\text{кмоль.мет.}}{\text{кмоль. коспа}}.$$

2. Қоспаның орташа молекулалық массасын анықтаймыз

$$M_{op} = M_y \cdot \frac{x_f'}{100} + M_x \cdot \left(1 - \frac{x_f'}{100}\right) = 32 \cdot \frac{16,5}{100} + 18 \cdot \left(1 - \frac{16,5}{100}\right) = 20,31 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

3. Материалдық балансты құру

$$W = \frac{F \cdot (x_D' - x_f')}{x_D' - x_w'} = \frac{60 \cdot (99,5 - 16,5) / 100}{(99,5 - 0,5) / 100} = 50,3 \text{ кг/сағ.}$$

Осыдан

$$D = F - W = 60 - 50,3 = 9,7 \text{ кг/сағ.}$$

4. Массалық шығынды мольдік шығынға айналдыру

$$G_f = \frac{F}{M_{op}} = \frac{60}{20,31} = 2,95 \text{ кмоль/сағ;}$$

$$G_D = \frac{D}{M_{op}} = \frac{9,7}{20,31} = 0,477 \text{ кмоль/сағ.}$$

5. Тепе-теңдік графигінен y_f^* – ті анықтаймыз, $y_f^* = 0,415$ кг/кг.

6. Минимальды флегмалық санды анықтаймыз

$$R_{min} = \frac{x_D - y_f^*}{y_f^* - x_f} = \frac{0,99 - 0,415}{0,415 - 0,1} = 1,829.$$

7. Флегмалық санды анықтаймыз

$$R = \sigma \cdot R_{min} = 1,2 \cdot 1,829 = 2,19.$$

8. A мен B коэффициенттерін анықтаймыз

$$A = \frac{R}{R+1} = \frac{2,19}{3,19} = 0,68; \quad B = \frac{x_D}{R+1} = \frac{0,99}{3,19} = 0,31.$$

9. Графиктен теориялық табакшалар санын анықтаймыз, $n_T = 7$ табакша.

Тепе-теңдіктік және жұмыстық сызықтар арқылы кинетикалық қисық тұрғызып, нақты табақшалар санын табамыз.

Кинетикалық қисық тұрғызу үшін:

а) жұмыстық сызықтың бойымен, колоннаның бірнеше қимасына сәйкес келетін бірнеше $A_1, A_2, A_3, \dots A_n$ нүктелерін белгілеп алу керек;

б) таңдап алынған қимадағы жүйенің шекті өзгерісін, яғни, $(y^* - y)$ -ті табу керек, олар графикте $A_1B_1, A_2B_2, A_3B_3, \dots A_nB_n$ кесінділері арқылы көрсетілген;

в) газ фазасының ТБС-і массаөту коэффициентімен былай байланысады:

$$m_y = \frac{K_y S_T}{G_f}; \quad e^{m_y} = e^{\frac{K_y S_T}{G_f}},$$

мұндағы $G_f = 2,95 \text{ кмоль/сағ} = 0,0008 \text{ кмоль/с}$.

Осыдан

$$e^{m_y} = e^{0,004 \cdot 0,063 / 0,0008} = 1,37.$$

Екіншіден былай көрсетуге болады:

$$e^{m_y} = \frac{y^* - y_c}{y^* - y_0} = \frac{AB}{AC} \quad \text{или} \quad AC = AB / e^{m_y}.$$

Осыдан

$$AC = AB / 1,37.$$

Осыдан $A_j B_j$ (мм) кесінділерін сызғышпен өлшеп алып, $A_j C_j$ нүктелерінің орнын табамыз. Нүктелерді бір-бірімен қосып *кинетикалық сызықты* аламыз да, осы сызық пен жұмыстық сызық арасындағы табақшалар санын анықтаймыз. Табылған табақшалар саны нақты табақшаларды береді (3.33-сурет).

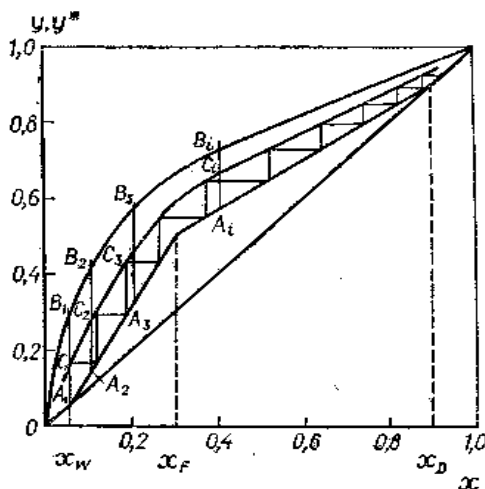
Табылған нақты табақшалардың жалпы саны 9, оны артықшылықпен $n_H = 10$ деп аламыз.

Сонда ректификациялық колоннаның табақшалық бөлігінің биіктігін мына теңдеуден табамыз

$$H_T = (n_H - 1) \cdot h = 9 \cdot 0,3 = 2,7 \text{ м}.$$

мұндағы h – табакшалар арасындағы қашықтық.

Колоннаның ПЭК-і $\eta = (n_T/n_H) \cdot 100 = (7/10) \cdot 100 = 70\%$.



3.33-сурет. Кинетикалық қисықты тұрғызу

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Метил спирті-су жүйесі үшін: $M_{CH_3OH} = 32$; $M_{H_2O} = 18$.

Нұсқ. №	F, кг/сағ	x_F , % (масс)	x_D , % (масс)	x_W , % (масс)	φ	Π
1	60	16,5	99,5	0,5	1,2	1,3
2	70	23,9	99	0,7	1,3	1,4
3	80	30,8	99	0,9	1,25	1,35
4	90	37,2	98,5	1,0	1,4	1,5
5	100	30	97	1,5	1,6	1,3
6	110	43,2	97,5	1,4	1,5	1,4
7	120	54,2	98	1,6	1,7	1,7
8	130	64	97	1,8	1,45	1,6
9	140	48,9	97,5	1,2	1,55	1,5
10	50	59,3	97	1,75	1,6	1,8

11	73	65	95	1,3	1,2	1,42
12	84	41	96,3	1,45	1,56	1,78
13	91	39	94,5	1,56	1,48	1,64
14	125	33	98,2	1,75	1,76	1,52
15	145	37	97,5	1,58	1,42	1,64

Су-сірке қышқылы жүйесі үшін: $M_{H_2O} = 18$; $M_{CH_3COOH} = 60$.

Вар. №	F, кг/сағ	X_F, % (масс)	X_Д, % (масс)	X_W, % (масс)	φ	π
16	60	16,5	99,5	0,5	1,2	1,3
17	70	23,9	99	0,7	1,3	1,4
18	80	20,8	99	0,9	1,25	1,35
19	90	27,2	98,5	1,0	1,4	1,5
20	100	30	97	1,5	1,6	1,3
21	110	23,2	97,5	1,4	1,5	1,4
22	120	14,2	98	1,6	1,7	1,7
23	130	24	97	1,8	1,45	1,6
24	140	18,9	97,5	1,2	1,55	1,5
25	50	9,3	97	1,75	1,6	1,8
26	73	15	95	1,3	1,2	1,42
27	84	11	96,3	1,45	1,56	1,78
28	91	19	94,5	1,56	1,48	1,64
29	125	13	98,2	1,75	1,76	1,52
30	145	17	97,5	1,58	1,42	1,64

4-зертханалық жұмыс. Экстракция үдерісін зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Қарама-қарсы ағынды экстрактордағы ацетон мен CCl_4 -ің (төрт хлорлы көміртегі) қоспасынан, ацетонды сумен экстракциялап алу үдерістегі көлемдік массаөту коэффициентін K_y және БТБ (бірлік тасым. биіктігі) h_{oy} -ті анықтау.

Тәжірибедегі бастапқы қоспаның шығыны $V_f = 1,9 \text{ см}^3/\text{с}$; экстрагенттің шығыны $V_c = 1,6 \text{ см}^3/\text{с}$; ацетонның бастапқы қоспадағы шамасы $X_f = 0,04 \text{ кг/кг}$; ацетонның рафинаттағы шамасы $0,012 \text{ кг/кг}$.

Мұндағы $\rho_{A(CCl_4)} = 1600 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{C(H_2O)} = 1000 \text{ кг/м}^3$;
 $\rho_{B(au)} = 870 \text{ кг/м}^3$; $V = 1,35 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$; $H = 850 \text{ мм}$.

Тәжірибелік нәтижелерді өңдеу. Біріншілік еріткіш ацетонның массалық шығыны

$$G_A = \frac{G_f}{1 + X_f} = \frac{V_f \cdot \rho_f}{1 + X_f};$$

мұндағы

$$\rho_f = \frac{\rho_A \rho_B (1 + X_f)}{\rho_B + \rho_A X_f}.$$

Сонда

$$G_A = \frac{G_f}{1 + X_f} = \frac{V_f \cdot \rho_f}{1 + X_f} = \frac{1,9 \cdot 1550}{1 + 0,04} = 0,0028 \text{ кг/с}.$$

Екіншілік еріткіш C -ің (су) массалық шығыны

$$G_{cy} = V_{cy} \cdot \rho_{cy} = 1,6 \cdot 1000 = 0,0016 \text{ кг/с}.$$

Материалдық баланс теңдеуінен табылатын, экстрактағы керекті зат B -ың салыстырмалы массалық үлесі:

$$y_E = \frac{G_A \cdot (X_f - X_R)}{G_c} = \frac{0,0028 \cdot (0,04 - 0,012)}{0,0016} = 0,049 \text{ кг/кг}.$$

Бұл жердегі $y_S = 0$.

Экстракт фазасындағы керекті зат B -ың тепе-теңдіктегі салыстырмалы массалық үлесі:

экстрактордың жоғары бөлігінде

$$y_J^* = y_E^* = k \cdot X_f = 3,3 \cdot 0,04 = 0,132 \text{ кг/кг};$$

экстрактордың төменгі бөлігінде

$$y_T^* = y_S^* = k \cdot X_R = 3,3 \cdot 0,012 = 0,0396 \text{ кг/кг}.$$

Массаөту үдерісінің қозғаушы күші:
экстрактордың жоғарғы бөлігінде

$$\Delta Y_{Ж} = Y_E^* - Y_E = 0,132 - 0,049 = 0,0183 \text{ кг/кг};$$

экстрактордың төменгі бөлігінде

$$\Delta Y_T = Y_S^* - Y_S = 0,0396 - 0 = 0,0396 \text{ кг/кг}.$$

Барлық колонна үшін орташа шама

$$\Delta Y_{OP} = \frac{\Delta Y_{Ж} - \Delta Y_T}{\ln \frac{\Delta Y_{Ж}}{\Delta Y_T}} = \frac{0,083 - 0,0396}{\ln \frac{0,083}{0,0396}} = 0,059 \text{ кг/кг}.$$

Массаөтудің көлемдік коэффициенті

$$K_{yV} = \frac{G_A \cdot (X_f - X_R)}{V \cdot \Delta Y_{OP}} = \frac{0,0028 \cdot (0,04 - 0,012)}{0,00135 \cdot 0,059} = 0,98 \text{ кг/(м}^3\text{с(кг/кг))}.$$

Экстракт фазасы бойынша тасымалдау бірлігінің жалпы саны

$$N_{OY} = \frac{(Y_E - Y_S)}{\Delta Y_{CP}} = \frac{0,049 - 0}{0,059} = 0,83.$$

Ацетонды айырып алу дәрежесі, %.

$$\eta = \frac{X_f - X_R}{X_f} 100 = \frac{0,04 - 0,012}{0,04} 100 = 70 \text{ \%}.$$

Тасымалдау бірлігінің жалпы биіктігі:

$$h_{oy} = \frac{H}{N_{oy}} = \frac{0,85}{0,83} = 1,02 \text{ м}.$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Вар. №	V_f см ³ /с	V_g см ³ /с	X_f кг/кг	X_R кг/кг	Вар. №	V_f см ³ /с	V_g см ³ /с	X_f кг/кг	X_R кг/кг
1	1,5	1,0	0,04	0,01	16	1,8	1,8	1,05	0,01
2	1,8	1,6	0,05	0,007	17	1,2	1,9	0,04	0,007
3	1,7	1,5	0,04	0,008	18	1,5	1,8	0,03	0,006
4	1,0	1,8	0,05	0,002	19	1,7	2,0	0,05	0,01
5	1,2	1,6	0,05	0,004	20	1,4	1,6	0,04	0,035
6	1,1	1,7	0,04	0,005	21	1,3	1,7	0,03	0,05
7	1,3	1,4	0,03	0,006	22	1,6	2,5	0,04	0,06
8	2,0	1,2	0,05	0,02	23	1,58	1,3	0,05	0,08
9	1,4	1,4	0,04	0,01	24	1,6	1,8	0,03	0,07
10	1,6	1,8	0,04	0,009	25	1,4	1,4	0,04	0,09
11	1,8	2,0	0,03	0,002	26	1,5	1,4	0,02	0,07
12	1,9	1,4	0,04	0,012	27	1,3	1,7	0,03	0,04
13	1,4	2,0	0,05	0,008	28	1,7	1,6	0,04	0,04
14	1,1	1,4	0,04	0,01	29	1,8	2,0	0,06	0,07
15	1,4	1,2	0,04	0,015	30	1,9	1,8	0,05	0,08

5-зертханалық жұмыс. Адсорбент қабаты жалған сұйылған аппараттағы адсорбция үдерісін зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Адсорбентік қабаты жалған сұйылған аппараттағы адсорбция үдерісінің көлемдік массаөту коэффициентін анықтау.

Тәжірибеде диаметрі 100 мм, бес табақшасы бар адсорбер арқылы, шығыны $V=0,6$ м³/сағ болатын ылғалды ауа өтеді. Адсорбердің жұмыс істеу уақыты $\tau_{абс}=18$ мин. Колоннаның төменгі жағынан кіретін ауаның құрамындағы ылғал мөлшері $X_f=0,011$ кг/кг, температурасы 20 °С. Ылғал сіңіретін адсорбент ретінде ШСМ маркалы силикагель қолданылады. Силикагельдің төгілме тығыздығы, $\rho_c=770$ кг/м³. Адсорберде 5 табақша, бір табақшасындағы силикагель қабатының биіктігі 0,035 м. Силикагельдің адсорбентте болу уақыты $\Theta=5$ мин. Үдерістің өту температурасы $T=30$ °С, қысымы 745 мм. сын. бағ. Үдерістегі су буының парциалды қысымы $P_{II}=12$ мм.сын.бағ. тең. Силикагелді десорбциялау нәтижесінде алынған су көлемі 2 см³. Тәжірибе кезіндегі түтікшеден өткен силикагель шығының көлемі 5 см³.

20 °С температурада ШСМ силикагеліне адсорбцияланатын

су буының изотермасы 3.12-кестеде көрсетілген.

3.12-кесте

20 °С температурада ШСМ силикагеліне адсорбцияланатын
су буының изотермасы

$X \cdot 10^3$, кг су буы/1 кг құрғақ ауа	$\varphi = p/p_{\text{каньк}}$	P, кПА	$Z^* \cdot 10^2$, кг су/1 кг силикагель
0	0	0	0
1,87	0,13	0,30	3
3,75	0,26	0,61	6
5,64	0,39	0,91	9
7,55	0,52	1,22	12
9,45	0,65	1,52	15
11,3	0,71	1,76	18

Тәжірибелік нәтижелерді өңдеу. Силикагель ауадан
сіңіріп алған судың массалық шығыны, (кг/с),

$$M = \frac{V_{\text{су}} \rho_{\text{су}}}{\tau} = \frac{2 \cdot 10^{-6} \cdot 1000}{0,3} = 0,0066 \quad \text{кг/с.}$$

Адсорбер арқылы өтетін құрғақ ауаның массалық шығыны,
кг/с.

$$(P_{AT} - P_{II}) \cdot V_{\text{ауа}} = \frac{G}{M_{\text{ауа}}} \cdot RT,$$

осыдан

$$G = \frac{(99308,5 - 1599,6) \cdot 0,6 \cdot 29}{8310 \cdot (273 + 30)} = 0,675 \text{ кг/с.}$$

Колоннаның жоғары жағынан шығатын ауаның концентрациясы

$$X_{\text{ж}} = X_T - \frac{M}{G} = 0,011 - \frac{0,0066}{0,675} = 0,0013 \text{ кг/кг.}$$

Тепе-теңдік жағдайында

$$X_{\text{ж}}^* = 0,85 \cdot X_{\text{ж}} = 0,85 \cdot 0,0013 = 0,0011 \text{ кг/кг.}$$

Су буының сіңірілу дәрежесі

$$\eta = (X_T - X_{\text{ж}}) / X_T = (0,011 - 0,0013) / 0,011 = 0,9 \text{ кг/кг.}$$

Колоннаның жоғары жағындағы қозғаушы күш

$$\Delta X_{\text{ж}} = X_{\text{ж}} - X_{\text{ж}}^* = 0,0013 - 0,0011 = 0,0002 \text{ кг/кг.}$$

Адсорберден өткен силикагель шығыны, кг/с

$$L = \frac{V_S \cdot P_S}{\Theta} = \frac{5 \cdot 10^{-6} \cdot 770}{0,083} = 0,046 \text{ кг/с.}$$

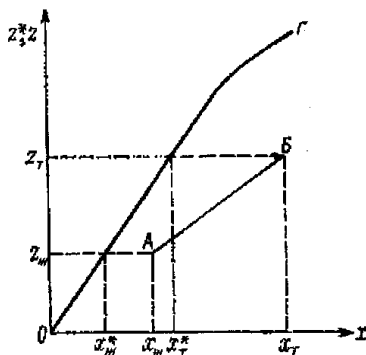
Адсорберге кіретін силикагель құрамындағы су мөлшері

$$Z_{\text{ж}} = 15,95 \cdot X_{\text{ж}}^* = 15,95 \cdot 0,0011 = 0,0175 \text{ кг/кг,}$$

мұндағы 15,95 – Генри коэффициенті.

Адсорберден шығатын силикагель құрамындағы су мөлшері

$$Z_T = \frac{M}{L} + Z_{\text{ж}} = \frac{0,0066}{0,046} + 0,0175 = 0,1609 \text{ кг/кг.}$$



3.34-сурет. Адсорбция изотермиясы мен жұмыстық сызық

Графикке АБ-жұмыс сызығын түсіріп (3.34-сурет) ΔX_T шамасын анықтайды.

$$\Delta X_T = X_T - X_T^* = 0,011 - 0,01 = 0,001 \text{ кг/кг.}$$

Осыдан орташа қозғаушы күш

$$\Delta X_{op} = \frac{\Delta X_T - \Delta X_{ж}}{2,3 \lg \frac{\Delta X_T}{\Delta X_{ж}}} = \frac{0,001 - 0,0002}{\ln \frac{0,001}{0,0002}} = 0,00046 \text{ кг/кг.}$$

Адсорбциялық колоннадағы силикагель көлемі:

$$V_c = 0,785 D^2 n h = 0,785 \cdot 0,1^2 \cdot 5 \cdot 0,035 = 1,373 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3.$$

Көлемдік массаөту коэффициенті:

$$K_V = \frac{M}{V_c \Delta X_{op}} = \frac{0,0066}{1,373 \cdot 10^{-3} \cdot 0,00046} = 10382,8 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{с} \frac{\text{кг}}{\text{кг}}}$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	T, °C	V _{ылғ.ауа} , М ³ /ч.	τ _{абс} , мин.	Ө, мин.	X _T , кг/кг	P _П , мм. сын. бағ.
1	30	0,5	30	5	0,011	12
2	30	0,6	30	5	0,011	12
3	30	0,4	30	5	0,011	12
4	30	0,5	24	5	0,011	12
5	30	0,6	24	5	0,011	12
6	30	0,6	18	5	0,011	12
7	30	0,6	36	5	0,011	12
8	30	0,5	42	5	0,011	12
9	30	0,5	48	5	0,011	12
10	30	0,5	54	5	0,011	12
11	30	0,5	60	5	0,011	12
12	35	0,5	30	5	0,008	9
13	35	0,5	60	5	0,008	9
14	35	0,5	90	5	0,008	9
15	35	0,5	30	3	0,008	9
16	35	0,5	42	3	0,008	9
17	30	0,5	30	3	0,011	12
18	30	0,5	30	6	0,011	12
19	30	0,5	90	6	0,011	12
20	30	0,5	30	2	0,011	12
21	30	0,5	30	4	0,09	10
22	30	0,6	30	3,8	0,09	10
23	30	0,5	30	4	0,09	10
24	30	0,6	30	3,8	0,09	10
25	30	0,5	30	5,6	0,01	10
26	30	0,6	30	3,8	0,01	10
27	30	0,5	30	5	0,01	10
28	30	0,6	30	5	0,01	10
29	30	0,5	30	4	0,01	10
30	30	0,6	30	5,6	0,01	10

6-зертханалық жұмыс. Барабанды кептіргішті зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Барабанды кептіргіште өтетін кептіру үдерісінің пайдалы әсер коэффициентін анықтау.

Тәжірибеде көлемі $0,049 \text{ м}^3$ барабанды кептіргіштен мөлшері $G=8 \text{ кг/сағ}$ болатын кептірілетін зат өтеді. Заттың кептіру алдындағы ылғалдылығы $U_1=50 \%$, кептіруден кейінгі ылғалдылығы $U_2=3 \%$. Үдерістегі затты құрғатуға берілетін құрғақ ауаның шығыны $V_1=220 \text{ м}^3/\text{сағ}$. Оның бастапқы температурасы $t_1=160 \text{ }^\circ\text{C}$, ал психрометрдегі ылғалды термометрдің көрсеткіші $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Барабанды кептіргіштен шыққан ауаның температурасы $t_2=50 \text{ }^\circ\text{C}$, психрометрдегі ылғалды термометрдің көрсеткіші $15 \text{ }^\circ\text{C}$. Кептірілетін заттың бастапқы температурасы $\Theta_1=20 \text{ }^\circ\text{C}$, кептірілгеннен кейінгі температурасы $\Theta_2=40 \text{ }^\circ\text{C}$.

Кептіру үдерісінің негізгі мәндері: барометрлік қысым $760 \text{ мм. сын. бағ.}$, ылғалды заттың төкпелі тығыздығы $2,5 \text{ г/см}^3$, кептірілген заттың төкпелі тығыздығы $0,8 \text{ г/см}^3$, кептірілетін заттың кептіргіште болу уақыты 6 сағ , бастапқы ауаны қыздыру үшін қазанға берілетін жану газының жылу беру қабілеттілігі $25,7 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг}$, тығыздығы $1,2 \text{ кг/м}^3$, шығыны $1,9 \text{ м}^3/\text{с}$, қазаннан шығатын газ үшін газ тұрақтысы 287 Дж/кг .

Тәжірибелік нәтижелерді өңдеу. Кептіргіште белгілі бір уақытта буланып шыққан ылғалдың мөлшері, кг/сағ :

$$W = G_1 \left(1 - \frac{100 - I_1}{100 - I_2} \right) = 8,0 \cdot \left(1 - \frac{100 - 50}{100 - 3,0} \right) = 3,92 \text{ кг/сағ.}$$

Белгілі бір уақытта кептірілген зат мөлшері, кг/сағ :

$$G_2 = G_1 - W = 8,0 - 3,92 = 4,08 \text{ кг/сағ.}$$

Рамзин диаграммасынан кептірілетін заттың кептірілгеннен кейінгі температурасы $40 \text{ }^\circ\text{C}$ және ылғалды термометрдің көрсеткіші $30 \text{ }^\circ\text{C}$ кезіндегі кептіргіш ауаның ылғалдылығы $0,02 \text{ кг/кг}$, парциалды қысымы 20 мм. сын. бағ. екендігін тауып, оны СИ жүйесіне келтіреміз:

$$P_G^H = \frac{20 \cdot 101325}{760} = 2666,447 \text{ Па.}$$

Кептіргіш ауаның меншікті көлемі

$$V_M = \frac{R_G \cdot T}{P - P_G^H} = \frac{287 \cdot (273 + 40)}{101325 - 2666,447} = 0,9105 \text{ м}^3/\text{кг.}$$

Барабанды кептіргіштен бір уақыт аралығында кететін кептіргіш ауаның мөлшері:

$$L = V_{K,2} / V_M = 220 / 0,9105 = 241,6 \text{ кг/сағ.}$$

Кептіргіштен белгілі бір уақытта кететін су буының мөлшері, кг/сағ:

$$W_2 = L \cdot X_2 = 241,6 \cdot 0,02 = 4,832 \text{ кг/сағ.}$$

Мұндағы X_2 -ні Рамзин диаграммасынан табамыз.

Барабанды кептіргішке берілетін бастапқы ауаның салыстырмалы ылғалдылығы:

$$X_1 = W_1 / L = 0,912 / 241,6 = 0,00377 \text{ кг/кг,}$$

бұл жердегі $W_1 = W_2 - W = 4,832 - 3,92 = 0,912 \text{ кг/сағ.}$

Газдың меншікті шығыны

$$l = \frac{1}{X_2 - X_1} = \frac{1}{0,02 - 0,00377} = 61,61 \text{ кг/кг.}$$

Рамзин диаграммасынан кептіргіш ауаның бастапқы температурасы 160°C және ылғалды термометрдің көрсеткіші 15°C кезіндегі кептіргіш ауаның ылғалдылығы $0,00377 \text{ кг/кг}$ екендігін біле отырып, сол арқылы энтальпия мәндерін, $I_1 = 170 \cdot 10^3$ және $I_0 = 40 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}$ табамыз ().

Меншікті жылу шығыны

$$q = \frac{I_1 - I_0}{X_2 - X_1} = \frac{170000 - 40000}{0,02 - 0,00377} = 8 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг.}$$

Буланатын ылғал бойынша алынған кептіргіштің кернеуі,

кг/м³с:

$$A = W/V_{\text{бар}} = 3,92/0,049 = 80 \text{ кг/м}^3\text{с}.$$

Пайдалы жылу мөлшері

$$Q_{\text{най}} = W \cdot q = 3,92 \cdot 8 \cdot 10^6 = 31360000 \text{ Дж}$$

немесе

$$31360000/3600 = 8711,11 \text{ Вт}.$$

Орташа қозғаушы күш

$$\Delta t_{\text{op}} = \frac{(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)}{2,3 \lg \frac{(t_1 - \theta_1)}{(t_2 - \theta_2)}} = \frac{(160 - 20) - (50 - 40)}{\ln \frac{(160 - 20)}{(50 - 40)}} = 49,26^\circ\text{C}.$$

Көлемдік жылу коэффициенті

$$K_V = \frac{Q_{\text{най}}}{V_{\text{бар}} \cdot \Delta t_{\text{op}}} = \frac{8711,11}{0,049 \cdot (273 + 49,26)} = 551,6 \text{ Вт/м}^3\text{К}.$$

Кептіргіштегі толтыру коэффициенті

$$\beta = \frac{\tau \cdot V_{\text{бер}} \cdot 100}{V_{\text{бар}}} = \frac{6 \cdot 4,8 \cdot 10^{-3} \cdot 100}{0,049} = 58,76\%,$$

мұндағы

$$V_{\text{бер}} = G_1/\rho_H = \frac{G_1}{(\rho_{H_1} + \rho_{H_2})/2} = \frac{8,0}{(2500 + 800)/2} = \frac{8,0}{1650} = 4,8 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{сағ}.$$

Кондырғының жылулық ПӘК

$$\eta = \frac{Q_{\text{най}}}{Q^p \cdot V_{\text{Ж.Г}} \cdot \rho_{\text{Ж.Г}}} = \frac{31360000}{25,7 \cdot 10^6 \cdot 1,9 \cdot 1,2} \cdot 100 = 53,51\%.$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	И ₁ , %	И ₂ , %	G ₁ , кг/сағ	V _{к.а} , м ³ /сағ	t ₁ , °C	t ₂ , °C	Θ ₁ , °C	Θ ₂ , °C
1	50	3,0	1,6	40	190	40	20	30
2	30	3,0	2,0	40	190	45	20	30
3	25	3,0	2,5	40	140	40	20	35
4	40	3,5	4,0	80	190	45	20	30
5	45	3,0	6,0	120	180	40	20	35
6	50	4,0	2,5	60	170	35	20	30
7	50	3,0	8,0	220	160	50	20	40
8	40	3,5	4,0	100	180	55	20	40
9	50	3,0	5,0	240	170	60	20	45
10	50	4,0	2,5	80	180	50	20	40
11	30	3,0	12	320	150	40	20	35
12	35	3,2	6	210	170	55	20	35
13	45	4,0	3,5	90	180	50	30	40
14	55	4,5	12	370	160	40	25	35
15	50	3,0	14	370	170	35	20	30
16	40	2,0	2,5	80	150	40	25	35
17	45	2,5	5,0	150	170	45	25	35
18	50	3,0	15	350	140	35	20	30
19	45	3,0	20	350	130	35	20	30
20	40	3,5	30	600	150	40	20	25
21	35	3,0	6,0	220	180	35	20	35
22	40	4,0	2,5	160	170	35	20	30
23	30	3,0	4,0	220	160	50	20	40
24	40	2,5	4,0	300	180	55	20	40
25	50	4,0	3,0	240	170	60	20	45
26	50	3,0	2,5	125	180	50	20	40
27	30	3,0	8,0	220	150	40	20	35
28	35	3,2	12	310	170	55	20	35
29	35	4,0	7,5	190	180	50	30	40
30	45	3,5	12	270	160	40	25	35

7-зертханалық жұмыс. Кристалдандыру үдерісін зерттеу

Жұмыстың мақсаты. Кристалдандыру үдерісінің материалдық және жылулық баланстарын есептеп, кристалдандырғыштың суыту бетінің ауданын анықтау.

Зертханалық жағдайда иірленген суытқышты мерзімдік кристалдандырғышта 20 кг NaNO_3 -ің қаныққан ерітіндісі 90 °С температурадан 40 °С температураға дейін суынады. Ерітіндінің концентрациясы: бастапқы ерітінді 0,576 кг/кг су, аналық ерітінді 0,511 кг/кг су. Суытатын судың бастапқы температурасы 15°С, соңғы температурасы 20 °С. Жылуөту коэффициенті $K=100 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{град})$. Кристалдану уақыты 1сағ.

Тәжірибелік нәтижелерді өңдеу. Барлық өнім бойынша материалдық баланс

$$G_{EP} = G_{KP} + G_{AH}.$$

Сусыз зат бойынша

$$G_{EP} \cdot b_1 = G_{KP} \cdot K_m + G_{AH} \cdot b_2,$$

мұндағы $K_m = \frac{M}{M_{\text{гид}}} = 1$, мұндағы $M = 85$ – тұздың мольдік

массасы, кг/моль;

$M_{\text{гид}} = 85$ – өйткені NaNO_3 сусыз түрде кристалданады.

Материальдық баланс теңдеуінен кристалдардың шығымын анықтайды

$$G_{KP} = \frac{G_{PAC} \cdot (b_1 - b_2)}{K_m - b_2} = \frac{20 \cdot (0,576 - 0,511)}{1 - 0,53} = 2,765 \text{ кг.}$$

$$G_{AH} = G_{EP} - G_{KP} = 20 - 2,765 = 17,23 \text{ кг.}$$

Жылулық баланс

$$G_{EP} \cdot c_1 \cdot t_1 + G_{KP} \cdot q_{KP} = G_{AH} \cdot c_2 \cdot t_2 + G_{KP} \cdot c_{KP} \cdot t_2 + Q_{\text{суыт}} + Q_{\text{ж}}.$$

Осыдан

$$Q_{\text{суыт}} = 20 \cdot 2,47 \cdot 10^3 \cdot 90 + 2,765 \cdot \left(\frac{21000 \cdot 10^3}{85} \right) - 17,23 \cdot 2662 \cdot 40 - \\ - 2,765 \cdot 2662 \cdot 40 - 1,05 = 4446000 + 683117,647 - \\ - 2099785,6 - 294417,2 - 1,05 = 329,5 \cdot 10^4 \text{ Вт.}$$

Үдерістің орташа қозғаушы күші

$$\Delta t_{OP} = \frac{(90 - 20) - (40 - 15)}{2,31 \lg \frac{90 - 20}{40 - 15}} = 43,7 \text{ } ^\circ\text{C} = 43,7 \text{ К.}$$

Аппараттың жұмыстық беті

$$F = \frac{Q_{\text{ж}}}{K \cdot \Delta t_{OP} \cdot \tau} = \frac{329,5 \cdot 10^4}{100 \cdot 43,7 \cdot 3600} = 0,21 \text{ м}^2.$$

Тәжірибелік мәндер нұсқалары

Нұсқ. №	Ерітінді температура- сы, °С		Баст.ері- тіндінің массалық шығыны, кг	Нұсқ. №	Ерітінді температурасы, °С		Баст. ерітін- дінің массалық шығыны, кг
	Бас- тапқы	Аппар атта	G _{ЕР} , кг		Бас- тапқы	Аппар атта	G _{ЕР} , кг
1	85	40	30	16	90	32	20
2	95	42	25	17	92	40	25
3	80	40	10	18	80	37	20
4	85	43	20	19	95	30	50
5	90	45	40	20	90	40	30
6	87	34	50	21	85	42	25

7	78	30	20	22	87	40	10
8	90	34	50	23	90	43	20
9	92	20	30	24	85	45	40
10	80	30	30	25	95	34	30
11	95	32	35	26	80	30	35
12	90	32	25	27	85	34	25
13	85	40	20	28	90	20	20
14	87	37	25	29	87	30	50
15	90	30	20	30	78	32	30

Қосымша

1-кесте

Өлшем бірліктері арасындағы қатынастар

СИ жүйесіндегі өлшем бірліктері	СИ жүйесіндегі өлшем бірліктері және жиі кездесетін басқа жүйелер мен жүйеден тыс бірліктер арасындағы қатынастар	СИ жүйесіндегі өлшем бірліктері	СИ жүйесіндегі өлшем бірліктері және жиі кездесетін басқа жүйелер мен жүйеден тыс бірліктер арасындағы қатынастар
1	2	3	4
Ұзындық, м	1 мкм = 10 ⁻⁶ м 1 А° = 10 ⁻¹⁰ м 1 ft = 0,3048 м 1 in = 25,4 · 10 ⁻³ м	Тығыздық, кг/м ³	1 т/м ³ = 1 кг/дм ³ = 1 г/см ³ = 10 ³ кг/м ³ 1 кгс · с ² /м ⁴ = 9,81 кг/м ³ 1 lb/ft ³ = 16,02 кг/м ³ 1 lb/in ³ = 27,68 · 10 ³ кг /м ³
Масса, кг	1 т = 1000 кг 1 ц = 100 кг 1 lb = 0,454 кг	Жылу ағыны тығыздығы, Вт/м ²	1 ккал/(м ² · с) = 1,163 Вт/м ²
Температура, К	t °C = (t + 273,15) К t °F = [5/9(t - 32) + 273,15] К	Аудан, м ²	1 ft ² = 0,0929 м ² 1 in ² = 6,451 · 10 ⁻⁴ м ²

Тұтқырлық коэффициенті, Па·с динамикалық	$1 \text{ П} = 1 \text{ дин} \cdot \text{с} / \text{см}^2 =$ $0,1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ $1 \text{ сП} = 1/9810$ $\text{кгс} \cdot \text{с} / \text{м}^2 = 10^{-3} \text{ Па} \cdot$ $\text{с} = 1 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ $1 \text{ lbf} \cdot \text{s} / \text{ft}^2 = 47,88$ $\text{Па} \cdot \text{с}$	Жұмыс, энер- гия, жылу мөлшері, Дж	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} = 9,81 \text{ Дж}$ $1 \text{ эрг} = 10^{-7} \text{ Дж}$ $1 \text{ кВт} \cdot \text{сағ} = 3,6 \cdot 10^6$ Дж $1 \text{ ккал} =$ $4,1868 \cdot 10^3 \text{ Дж}$ $1 \text{ BTU} = 1055,1 \text{ Дж}$
Салмақ (ауырлық күші), Н	$1 \text{ кгс} = 9,81 \text{ Н}$ $1 \text{ дин} = 10^{-5} \text{ Н}$ $1 \text{ стен} = 10^3 \text{ Н}$	Шығын массалық, кг/с	$1 \text{ lb/s} = 0,454 \text{ кг/с}$ $1 \text{ lb/h} = 1,26 \cdot 10^{-4} \text{ кг/с}$
Қуат, Вт	$1 \text{ кгс} \cdot \text{м} / \text{с} = 9,81 \text{ Вт}$ $1 \text{ эрг} / \text{с} = 10^{-7} \text{ Вт}$ $1 \text{ ккал} / \text{сағ} = 1,163$ Вт	Шығын көлемдік, м ³ /с	$1 \text{ л} / \text{мин} = 16,67 \cdot 10^{-6}$ $\text{м}^3 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^3 / \text{s} = 28,3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{с}$ $1 \text{ in}^3 / \text{s} = 16,4 \cdot 10^{-6}$ $\text{м}^3 / \text{с}$
Жылдамдық бұрыштық, рад/с	$1 \text{ об} / \text{мин} = \pi / 30$ $\text{рад} / \text{с}$ $1 \text{ айн} / \text{с} = 2 \pi \text{ рад} / \text{с}$	Жылдамдық сызықтық, м/с	$1 \text{ ft/s} = 0,3048 \text{ м/с}$
Көлем, м ³	$1 \text{ л} = 10^{-3} \text{ м}^3 = 1 \text{ дм}^3$ $1 \text{ ft}^3 = 28,3 \text{ дм}^3 =$ $2,83 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3$ $1 \text{ in}^3 = 16,387 \text{ см}^3 =$ $16,39 \cdot 10^{-6} \text{ м}^3$	Жылу сиымдыл ық меншікті массалық, Дж/(кг·К)	$1 \text{ ккал} / (\text{кг} \cdot ^\circ \text{C}) =$ $4,19 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot \text{K})$ $1 \text{ эрг} / (\text{г} \cdot \text{K}) = 10^{-4}$ $\text{Дж} / (\text{кг} \cdot \text{K})$ $1 \text{ BTU} / (\text{lb deg F}) =$ $4,19 \text{ кДж} / (\text{кг} \cdot \text{K})$
Тұтқырлық коэффициенті, кинематикалы қ, м ² /с	$1 \text{ Ст} = 1 \text{ см}^2 / \text{с} =$ $= 10^{-4} \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,093 \text{ м}^2 / \text{с}$ $1 \text{ ft}^2 / \text{h} = 25,81 \text{ м}^2 / \text{с}$	Жылу беру коэффициенті Жылу өту коэффициенті Вт/(м ² ·К)	$1 \text{ ккал} / (\text{м}^2 \cdot \text{сағ} \cdot ^\circ \text{C}) =$ $1,163 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{K})$ $1 \text{ BTU} / (\text{ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{deg F}) =$ $5,6 \text{ Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{K})$
Беттік керіліс, Н/м	$1 \text{ кгс} / \text{м} = 9,81$ $\text{Дж} / \text{м}^2$ $1 \text{ эрг} / \text{см}^2 = 1$ $\text{дин} / \text{см} = 10^{-3}$ $\text{Дж} / \text{м}^2 = 10^{-3} \text{ Н/м}$	Жылу өткізгішт ік коэффициенті Вт/(м·К)	$1 \text{ ккал} / (\text{м} \cdot \text{сағ} \cdot ^\circ \text{C}) =$ $1,163 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{K})$ $1 \text{ BTU} / (\text{ft} \cdot \text{h} \cdot \text{deg F}) =$ $1,73 \text{ Вт} / (\text{м} \cdot \text{K})$
Диффузиялық коэффициент, м ² /с	$1 \text{ ft}^2 / \text{s} = 0,0929 \text{ м}^2 / \text{с}$	Меншікті жылу, Дж/кг	$1 \text{ ккал} / \text{кг} = 1 \text{ кал} / \text{г} =$ $4,19 \text{ кДж} / \text{кг}$ $1 \text{ BTU} / \text{lb}$ $= 2326 \text{ Дж} / \text{кг}$
Меншікті көлем, м ³ /кг	$1 \text{ м}^3 / \text{г} = 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{кг}$ $1 \text{ дм}^3 / \text{кг} = 1 \text{ см}^3 / \text{г} =$ $10^{-3} \text{ м}^3 / \text{кг}$	Сызықтық үдеу, м/с ²	$1 \text{ in/s}^2 = 25,4 \cdot 10^{-3}$ $\text{м} / \text{с}^2$ $1 \text{ ft/s}^2 = 0,3048 \text{ м} / \text{с}^2$

1-кестенің жалғасы

1	2	3	4
Жиілік, Гц	$1 \text{ Гц} = 1 \text{ с}^{-1}$ $1 \text{ айн/с} = 1 \text{ Гц}$ $1 \text{ об/мин} = 1/60 \text{ Гц}$	Энтальпия меншікті, Дж/кг	$1 \text{ ккал/кг} = 1 \text{ кал/г} =$ $4,19 \text{ кДж/кг}$ 1 BTU/lb $= 2326 \text{ Дж/кг}$
Энтропия меншікті, Дж/(кг·К)	$1 \text{ ккал/(кг·°C)} =$ $4,19 \text{ кДж/(кг·K)}$ $1 \text{ BTU/(lb·degF)} =$ $4,19 \text{ кДж/(кг·K)}$	Жалпақ бұрыш, рад	$1^\circ = (\pi/180) \text{ рад}$ $1' = (\pi/10800) \text{ рад}$ $1 \text{ оборот} = 2 \pi \text{ рад}$ $= 6,28 \text{ рад}$
Қысым, Па	$1 \text{ бар} = 10^5 \text{ Па}$ $1 \text{ мбар} = 100 \text{ Па}$ $1 \text{ дин/см}^2 = 1$ $\text{мкбар} = 0,1 \text{ Па}$ $1 \text{ кгс/см}^2 = 1 \text{ ат} =$ $9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735$ мм сын. бағ.	Қысым, Па	$1 \text{ кгс/м}^2 = 9,81 \text{ Па}$ 1 мм $\text{вод. ст.} = 9,81 \text{ Па}$ $1 \text{ мм рт.ст.} = 133,3$ Па $1 \text{ lbf/in}^2 =$ $6894,76 \text{ Па}$ $1 \text{ lbf/ft}^2 = 47,88 \text{ Па}$

2-кесте

Ауаның салыстырмалы ылғалдылығы (ϕ ,%)

Ауа температурасы, °C	Психрометриялық айырым ($t-t_m$)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	88	76	65	54	44	34	24	14	5	-
11	88	77	66	56	46	36	26	17	8	-
12	89	78	68	57	48	38	29	20	11	-
13	89	79	69	59	49	40	31	23	14	6
14	89	79	70	60	51	42	34	25	17	9
15	90	80	71	61	52	44	36	27	20	12
16	60	81	71	62	54	46	37	30	22	15
17	90	81	72	64	55	47	39	32	24	17
18	91	82	73	65	56	49	41	34	27	20
19	91	82	74	65	58	50	43	35	29	22
20	91	83	74	66	59	51	44	37	30	24
21	91	83	75	67	60	52	46	39	32	26
22	92	83	76	68	61	54	47	40	34	28
23	92	84	76	69	61	55	48	42	36	30
24	92	84	77	69	62	56	49	43	37	31
25	92	84	77	70	63	57	50	44	38	33
30	93	86	79	73	67	61	55	50	44	39

3-кесте

Атмосфералық қысымдағы құрғақ ауаның
физикалық қасиеттері

Темпе- ратура $t, ^\circ\text{C}$	Тығыздық $\rho, \text{кг/м}^3$	Меншікті жылусиым- дылық, c_p $\text{кДж/(кг}\cdot\text{K)}$	Жылуөткізгіштік коэффициенті, $\lambda \cdot 10^2$ $\text{Вт/(м}\cdot\text{K)}$	Динамикалық тұтқырлық, $\mu \cdot 10^6, \text{Па}\cdot\text{с}$	Кинемати- калық тұтқырлық, $\nu \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Прандтль критеріі, Pr
0	1,293	1,005	2,44	17,17	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	17,66	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	18,15	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	18,64	16,00	0,701
50	1,093	1,005	2,83	19,62	17,95	0,698
70	1,029	1,009	2,96	20,60	20,02	0,694
90	0,972	1,009	3,13	21,48	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	21,88	23,13	0,688
130	0,898	1,009	3,34	22,86	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	23,74	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	24,52	30,0	0,682

4-кесте

Қаныққан су буының қысымға байланысты қасиеттері

Қысым (абсолюттік), МПа	Темпера- тура $t, ^\circ\text{C}$	Меншікті көлем, $\text{м}^3/\text{кг}$	Тығыздық, г/м^3 ,	Меншікті энтальпия, кДж/кг		Меншікті бу түзілу жылуы g , кДж/кг
				сұйық	бу	
1	2	3	4	5	6	7
0,001	6,6	131,60	0,00760	27,7	2506	2478
0,010	45,4	14,96	0,06686	190,2	2581	2390
0,030	68,7	5,331	0,1876	287,9	2620	2336
0,050	80,9	3,304	0,3027	339,0	2642	2307
0,070	89,3	2,411	0,4147	375,0	2657	2286
0,080	93,0	2,128	0,4699	389,7	2663	2278
0,10	99,1	1,727	0,5790	415,2	2677	2264
0,20	119,6	0,903	1,107	502,4	2710	2208
0,30	132,9	0,6180	1,618	558,9	2730	2171
0,40	142,9	0,4718	2,120	601,1	2744	2141
0,50	151,1	0,3825	2,614	637,7	2754	2117

0,60	158,1	0,3222	3,104	667,9	2768	2095
0,70	164,2	0,2785	3,591	694,3	2769	2075
0,80	169,6	0,2454	4,075	718,4	2776	2057
0,90	174,5	0,2195	4,536	740,0	2780	2040
1,0	179,0	0,1985	5,037	759,6	1784	2024
1,2	187,1	0,1668	5,996	795,3	2790	1995
1,4	194,1	0,1438	6,952	826,7	2795	1968
1,6	200,4	0,1264	7,909	854,8	2798	1943
1,8	208,8	0,1070	9,349	892,5	2801	1909
2,0	211,4	0,1017	9,83	904,2	2802	1898
3,0	232,8	0,06802	14,70	1002	2801	1800
4,0	249,2	0,05069	19,73	1079	2793	1715
5,0	262,7	0,04007	24,96	1143	2680	1637
6,0	274,3	0,03289	30,41	1199	2763	1566
7,0	284,5	0,02769	36,12	1249	2746	1497
8,0	293,6	0,02374	42,13	1294	2726	1432
9,0	301,9	0,02064	48,45	1337	2705	1360
10,0	309,5	0,01815	65,11	1377	2684	1306
12,0	323,1	0,01437	69,60	1455	2638	1183
14,0	335,0	0,01164	85,91	1531	2592	1061
16,0	345,7	0,00956	104,6	1606	2540	934
18,0	355,4	0,00782	128,0	1684	2482	799
20,0	364,2	0,00614	162,9	1783	2400	617
22,5	374,0	0,00310	322,6	2100	2100	0

5-кесте

Судың физикалық қасиеті (қанығу сызығында)

СИ өлшемі үшін: 1 кгс/см² = 9,8·10⁴ Па

P, кгс/см ²	t, °C	ρ, кг/м ³	i, кДж/ кг	c, кДж/ кг·K	λ·10 ² , Вт/ м·K	α·10 ⁷ , м ² /с	μ·10 ⁶ , Па·с	ν·10 ⁶ , м ² ·с	β·10 ⁴ , K ⁻¹	σ·10 ⁴ , кг/с ²	Pr
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	0,70	762	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,0	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98

I	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,5	589	1,75
1,46	ПО	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212.	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	Ы17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,0	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
I	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,5	589	1,75
1,46	ПО	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212.	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	Ы17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

6-кесте

Глицерин тұтқырлығының динамикалық коэффициенті

Темпе- ратура, °C	Тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті, мПа·с	Темпе- ратура, °C	Тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті, мПа·с	Темпе- ратура °C	Тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті, мПа·с
0	12 100	40	330	100	13
5	7 050	50	180	120	5,2
10	3 950	60	102	140	1,8
15	2 350	70	59	160	1,0
20	1 480	80	35	180	0,45
30	600	90	21	200	0,22

7-Кесте

Судың тұтқырлығының динамикалық коэффициенті

Темпе- ратура, °C	Тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті, мПа·с	Темпе- ратура, °C	Тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті, мПа·с	Темпе- ратура °C	Тұтқырлықтың динамикалық коэффициенті, мПа·с
1	2	3	4	5	6
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3957
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868

Температураға байланысты сұйық заттар мен сулы
ерітінділердің тығыздығы

Заттар	Тығыздық, кг/м ³							
	-20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100°C	120°C
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Азот қышқылы, 100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
» » 50 %	—	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак сұйық	665	639	610	580	545	510	462	390
Аммиакты су, 25 %	—	918	907	897	887	876	866	856
Анилин	—	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	—	900	879	858	836	815	793	769
Бутил спирті	838	824	810	795	781	766	751	735
Су	—	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин, 50 %	—	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Күкірт диоксиді (сұйық)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлорэтан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Диэтил эфирі	758	736	714	689	666	640	611	576
Изопропил спирті	817	801	785	768	752	735	718	700
Хлорлы кальций, 25 % ерітінді	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
л-Ксилол	—	882	865	847	831	796	796	77
Метил спирті, 100 %	828	810	792	774	756	736	714	—
» » 40 %	—	946	935	924	913	902	891	880
Құмырска қышқылы	—	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Сілті, 50 % ерітінді	—	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
» » 40 % »	—	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
» » 30% »	—	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
» » 20 % »	—	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
» > 10 % »	—	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Хлорлы натрий, 20 % ерітінді	—	1157	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	—	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум, 20 %	—	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропил спирті	—	819	804	788	770	752	733	711
Күкірт қышқылы, 98 %	—	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
» » 92 %	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
» > 75 %	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
» » 60 %	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Күкіртті көміртегі	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082

Тұз қышқылы, 30 %	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Сірке қышқылы, 100 %	—	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Фенол (балқытылған)	—	—	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Төрт хлорлы көміртегі	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Этил спирті, 100 %	823	806	789	772	754	735	716	693
» » 80 %	—	857	843	828	813	797	783	768
» » 60 %	—	904	891	878	864	849	835	820
» » 40 %	—	947	935	923	910	897	885	872
» » 20 %	—	977	969	957	946	934	922	910

9-кесте

Әркелкі температурадағы кейбір сұйықтардың тұтқырлығы

Заттар	$\eta \cdot 10^3 \text{ (Н} \cdot \text{с/м}^2 \text{) при температуре, } ^\circ\text{C}$							
	0	10	20	25	30	40	50	60
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Алилді спирті	2,145	1,703	1,363	1,200	1,070	0,914	0,767	0,657
Анилин	10,20	6,46	4,40	3,75	3,20	2,35	1,821	1,52
Ацетон	0,397	0,361	0,325	0,309	0,296	0,271	0,249	0,228
Ацетонитрил	0,442	0,396	0,357	0,340	0,325	—	—	—
Ацетофенон	—	2,30	1,84	1,67	1,51	1,38	1,24	—
Бензил спирті	—	—	5,80	5,054	4,320	3,288	2,574	—
Бензол	0,910	0,755	0,652	0,600	0,559	0,503	0,436	0,389
Бромбензол	1,520	1,310	1,130	1,060	0,990	0,890	0,790	0,720
Бутил спирті	5,19	3,87	2,95	—	2,28	1,78	1,41	1,133
Су	1,792	1,308	1,005	0,894	0,801	0,656	0,549	0,469
Гексан	0,381	0,343	0,307	0,294	0,290	0,253	0,248	0,222
Гептан	—	—	0,414	—	0,373	0,338	0,308	0,281
Глицерин	$12,1 \cdot 10^3$	$3,95 \cdot 10^3$	$1,49 \cdot 10^3$	950	630	330	180	102
1, 4-Диоксан	—	—	1,255	1,196	1,063	0,917	0,778	0,685
Диэтил эфирі	0,284	0,258	0,233	0,222	0,213	0,197	0,180	0,166
Изобутил спирті	8,30	5,65	3,95	—	2,88	2,12	1,61	1,24
Изопропил спирті	4,60	3,26	2,39	—	1,77	1,33	1,03	0,80
o-Ксилол	1,108	0,939	0,809	0,756	0,708	0,625	0,557	0,501
m-Ксилол	0,80	0,70	0,61	—	0,55	0,490	0,433	0,403
p-Ксилол	—	0,74	0,64	—	0,57	0,51	0,456	0,414
Метил спирті	0,817	0,690	0,597	0,547	0,510	0,450	0,396	0,350
Құмырсқа қышқылы	—	2,262	1,804	—	1,460	1,290	1,025	0,890
Нитробензол	3,090	2,483	2,034	1,845	1,682	1,438	1,251	1,094
Нитрометан	0,85	0,74	0,66	0,627	0,595	0,530	0,478	0,433

9-кестенің жалғасы

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Октан	0,714	0,622	0,546	—	0,486	0,435	0,392	0,356
Пентан	0,283	0,259	0,240	—	0,220	—	—	—
Пиридин	1,330	0,120	0,974	0,90	0,830	0,735	0,651	0,580
Пропил спирті	3,883	2,897	2,234	—	—	2,400	1,129	0,921
Прописон. қышқылы	1,52	1,29	1,10	—	0,958	0,840	0,746	0,662
Күкіртті көміртегі	0,433	0,396	0,365	0,349	0,341	0,319	0,297	—
Стирол	1,047	0,879	0,749	—	0,648	0,565	0,502	0,453
Толуол	0,770	0,667	0,584	0,550	0,517	0,469	0,425	0,381
Сірке қышқылы	—	1,450	1,210	1,120	1,040	0,900	0,790	0,700
Сірке альдегиді	0,276	0,253	0,225	—	—	—	—	—
Сірке ангидридi	1,245	1,058	0,907	0,845	0,787	0,699	0,623	0,550
Фенилгидразин	—	—	0,456	—	0,443	0,404	—	—
Фенол	—	—	11,6	—	7,00	4,77	3,42	2,60
Хлорбензол	1,056	0,915	0,802	0,750	0,708	0,635	0,573	0,520
Хлороформ	0,700	0,630	0,570	0,543	0,514	0,466	0,426	0,390
Төрт хлорлы көміртегі	1,330	1,132	0,969	0,900	0,843	0,739	0,651	0,585
Этилглицероль	—	—	19,9	16,5	13,2	9,13	6,65	4,95
Этил спирті	1,773	1,466	1,20	1,096	1,003	0,834	0,702	0,592

10-кесте

Атмосфералық қысымда қайнайтын кейбір сулы
ерітінділердің концентрациясы [в % (масс.)]

Ерітілген зат	Қайнау температурасы, °С								
	101	102	103	104	105	107	110	115	120
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CaCl ₂	5,66	10,31	14,16	17,36	20,00	24,24	29,33	35,68	40,83
KOH	4,49	8,51	11,97	14,82	17,01	20,88	25,66	31,97	36,51
KCl	8,42	14,31	18,96	23,02	26,57	32,62	—	—	—
K ₂ CO ₃	10,31	18,37	24,24	28,57	32,24	37,69	43,97	50,86	56,04
KNO ₃	13,19	23,66	32,23	39,20	45,10	54,65	65,34	79,53	—
MgCl ₂	4,67	8,42	11,66	14,31	16,59	20,32	24,41	29,48	33,07
MgSO ₄	14,31	22,78	28,31	32,23	35,32	42,86	—	—	—
NaOH	4,12	7,40	10,15	12,51	14,53	18,32	23,08	26,21	33,77
NaCl	6,19	11,03	14,67	17,69	20,32	25,09	—	—	—
NaNO ₃	8,26	15,61	21,87	27,53	32,43	40,47	49,87	60,94	68,94

10-кестенің жалғасы

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Na ₂ SO ₄	15,36	24,81	30,73	—	—	—	—	—	—
Na ₂ CO ₃	9,42	17,22	23,72	29,18	33,86	—	—	—	—
CuSO ₄	26,95	39,98	40,83	44,47	—	—	—	—	—
ZnSO ₄	20,00	31,22	37,89	42,92	46,15	—	—	—	—
NH ₄ NO ₃	9,09	16,66	23,08	29,08	34,21	42,53	51,92	63,24	71,26
NH ₄ Cl	6, 10	11,35	15,96	19,80	22,89	28,37	35,98	46,95	—
(NH ₄)SO ₄	13,34	23,14	30,65	36,71	41,79	49,73	—	—	—

11-кесте

Қаныққан су буының температураға байланысты қасиеттері
СИ жүйесі үшін: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 104 \text{ Па}$.

Тем- пера- тура, °C	Қысым (абсолют- тік), кгс/см ³	Меншікті көлем, м ³ /кг	Тығыздық, кг/м ³	Меншікті энтальпия сұйық, кДж/кг	Меншікті энтальпия бу, кДж/кг	Меншікті бу түзілу жылуы, кДж/кг
1	2	3	4	5	6	7
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481 J
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2533,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260

11-кестенің жалғасы

1	2	3	4	5	6	7
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	2718	2194
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,655	0,3933	2,543	632,7	2753	2120

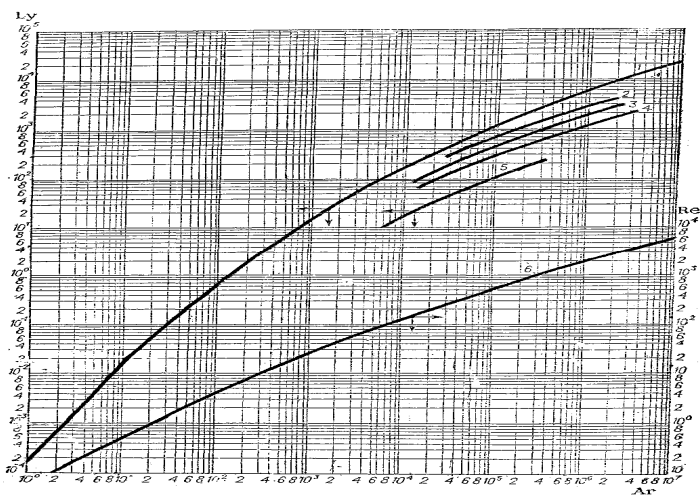
12-кесте

Кейбір бинарлық жүйелер үшін 760 мм сын.бағ. қысымдағы
сұйық (х) және бу (у) фазаларының тепе-теңдік құрамы
(%, моль)

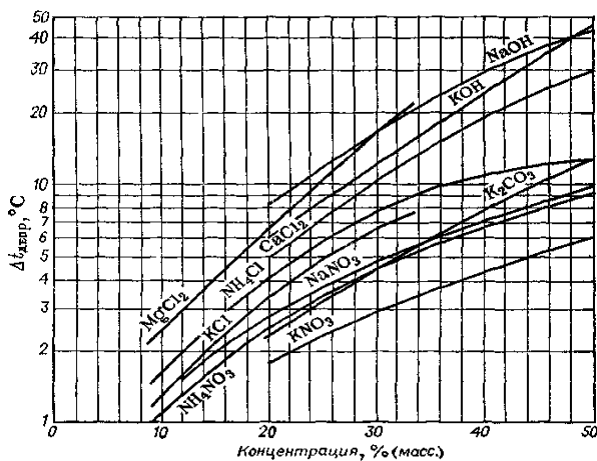
Система	х	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Азот қышқылы - су	у	0	0,3	1	5	16	46	83	95,5	98,7	99,5	99,9	100
	t	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,5	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4
Ацетон – бензол	у	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100
	t	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1
Ацетон – су	у	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100
	t	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59	58,2	57,5	56,9
Ацетон – метил.спирті	у	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	-	100
	t	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	-	56,1
Ацетон – этил спирті	у	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100
	t	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58	57	56,1
Бензол – толуол	у	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100
	t	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2
Бензол – сірке қышқылы	у	0	26	42	59	68,6	75	79	83	88	92,5	97	100
	t	118,7	111,4	105,8	99	94	90,3	88	85,7	83,5	82	80,8	80,2
су – сірке қышқылы	у	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53	62,6	71,6	79,5	86,4	93	100
	t	118,1	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100
	у	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87,0	91,5	95,8	100
	t	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5

12-кестенің жалғасы

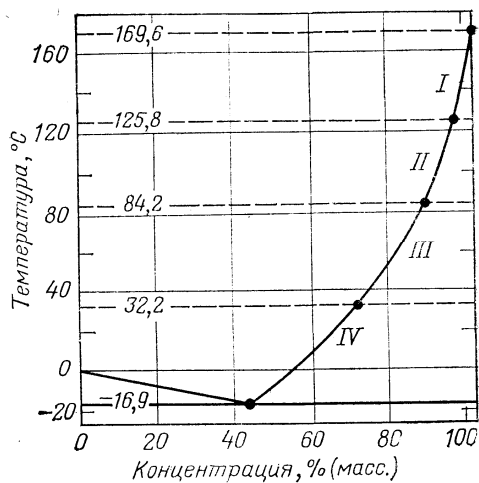
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Метил спирті – су	y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87,0	91,5	95,8	100
	t	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5
Метил спирті – этил спирті	y	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,2	100
	t	78,3	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9
Құм қышқылы – сірке қышқыл	y	0	8	14,6	20	38	48,5	57,6	66	74,6	83,6	92,2	100
	t	118,1	116	115,4	112,8	110,7	108,8	07	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8
Күкіртті көміртегі – CCl ₄	y	0	13,2	24	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95	100
	t	76,7	73,7	71	66	62,3	59	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3
Хлороформ – бензол	y	0	6,5	12,6	27,2	41	54,6	66	74,6	83	90,5	96,2	100
	t	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71	68,7	65,7	61,5
Этил спирті – су	y	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100
	t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80	79,4	79	78,6	78,4	78,4



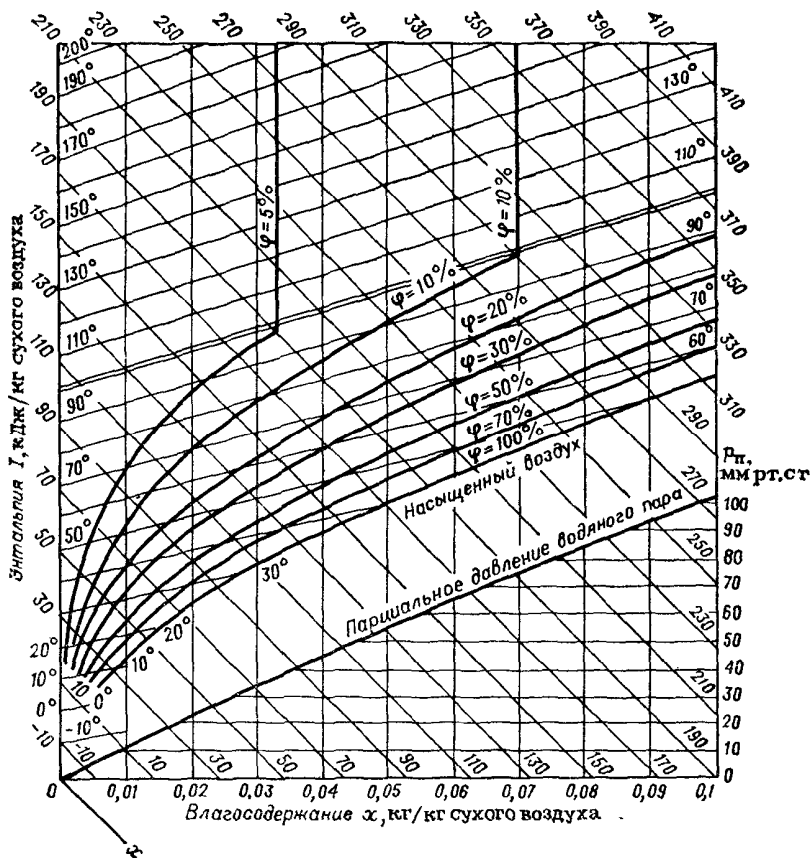
1-сурет. Жеке бөлшекті қозғалыссыз ортада тұндыру кезіндегі Re және Lu критерийлерінің Gr критерийімен байланысы
1 және 6 – шар тәрізді бөлшектер үшін, 2 – дөңгелектенген,
3 – бұрыштық, 4 – сопақ, 5 – жалпақ бөлшектер үшін



2-сурет. Концентрацияға байланысты сулы ерітінділердің қайнау температураларының жоғарылауы (атмосфералық қысымда)



3-сурет. NaNO_3 сулы ерітіндісінің температураға байланысты концентрациясының өзгеруі



Сурет Қ.4 –Рамзин диаграммасы

БИБЛИОГРАФИЯЛЫҚ ТІЗІМ

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 1-576 с.
2. Основные процессы и аппараты химической технологии. (Пособие по проектированию). Под ред. Дытнерского Ю.И. – Л.: Химия, 1982. – 1-272 с.
3. Плановский А.Н., Николаев П.И. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. - 3-е изд. – М.: Химия, 1987. – 1-540 с.
4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005. – 1-753 с.
5. Руководство к практическим занятиям в лаборатории процессов и аппаратов химической технологии. Под ред. Романков П.Г. - 5-е изд. – Л.: Химия, 1979. 1-256 с.
6. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. - 1-книга. Под ред. Айнштейн В.Г. – М.: Высш. шк., 2003. – 1-888 с.
7. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии. - 2-книга. Под ред. Айнштейн В.Г. – М.: Высш. шк., 2003. – 1- 872 с.
8. Скобло А.И., Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефте-газопереработки и нефтехимии. – М.: Недра, 2000. – 1-663 с.
9. Мустахимов Б.К. Химия технологиясының процестері және аппараттары: Оқу құралы. – Алматы, 2004. – 1-112 б.
10. Мустахимов Б.К. Гидромеханикалық үрдістер. Лабораториялық жұмыстарға әдістемелік ұсыныстар. – Алматы, 2005. – 1-52 б.
11. Мустахимов Б.К. Жылуалмасу и массаалмасу үрдістері. Лабораториялық жұмыстарға әдістемелік ұсыныстар. – Алматы, 2005. – 1-52 б.
12. Мустахимов Б.К. Массаалмасу үрдістері. Лабораториялық жұмыстарға әдістемелік ұсыныстар. – Алматы, 2005. – 1-50 б.

МАЗМҰНЫ

Кіріспе	3
Жалпы жағдайлар	4
1 Гидромеханикалық үдерістер	9
1.1 Тыныштықтағы идеалдық сұйықтың тепе-теңдік теңдеуі	9
1.2 Идеалды сұйық қозғалысының негізгі теңдеуі. Бернулли теңдеуі	11
1.3 Нақты сұйықтар қозғалысының негізгі теңдеуі	14
1.4 Өртекті жүйелерді ажырату	17
1.5 Ауырлық күші өрісінде айыру. Тұндыру үдерісі	19
1.6 Қысымдар айырмасы күші әсерімен айыру. Сүзу үдерісі	22
1.7 Ортадан тепкіш күштер өрісінде айыру. Электр өрісінде ажырату	23
1.8 Сұйық ортада араластыру. Араластыру түрлері	25
2 Жылуалмасу үдерістері	30
2.1 Жылуөткізгіштік	30
2.2 Конвективтік жылуалмасу үдерісі	33
2.3 Жылулық сәуле шығару үдерісі	38
2.4 Жылуөту үдерісі	41
2.5 Буландыру үдерісі	43
2.6 Ысыту, суыту және конденсациялау үдерістері	46
2.7 Гидродинамикалық және жылу үдерістеріне есептеулер	49
2.8 Зертханалық жұмыстар бойынша есептеулердің мысалдары	94
3 Массалмасу үдерістері	117
3.1 Массалмасу үдерістерінің жіктелуі мен теориясы	117
3.2 Абсорбция үдерісі	133
3.3 Айдау үдерістері	138
3.4 Ректификация үдерісі	142
3.5 Экстракция. Сұйықтық экстракция үдерісі	155
3.6 Қатты-сұйық жүйедегі экстракция. Ертіу және шаймалау	159
3.7 Адсорбция үдерісі	165

3.8 Ион алмасу үдерістері.....	168
3.9 Мембраналық үдерістер.....	171
3.10 Кептіру үдерісі.....	175
3.11 Кристалдандыру үдерісі.....	179
3.12 Массаалмасу үдерістеріне есептеулер.....	181
3.13 Зертханалық жұмыстар бойынша есептеу мысалдары	
Қосымшалар.....	256
Библиографиялық тізім.....	272

Оқулық басылым

Бекежан Қаныбекұлы Мустахимов

ХИМИЯ ӨНДІРІСІНІҢ ҮДЕРІСТЕРІ ЖӘНЕ
АППАРАТТАРЫНЫҢ НЕГІЗІ

Оқу құралы

АБО РБ бастығы

Ғұбайдулина З.А.

Редакторы

Жақсыбаева Т.С.

Компьютерлік беттеу

Тажиева Д.Ш.

Басуға қол қойылды 18.10.2013 ж.

Таралымы 300 дана. Пішімі 60x84 1/16. №1 баспаханалық қағаз.

Көлемі 17,1 есепті-баспа табақ. 15,9 шартты баспа-табақ.

Тапсырыс №216. Бағасы келісімді.

Қ.И. Сәтбаев атындағы

Қазақ ұлттық техникалық университетінің басылымы,

Ақпараттық-баспа орталығы.

Алматы, Сәтбаев көшесі, 22

ISBN 978-601-228-537-6



9